

TREBALL FI DE MÀSTER

**Màster en Enginyeria Química**

**ESTUDI DE LA VIABILITAT ECONÒMICA, ENERGÈTICA I  
MEDIAMBIENTAL D'UNA PLANTA D'ABSORCIÓ DE CO<sub>2</sub>**



**Memòria i Annexos**

**Autor:** Maria Roser Castaño Cid  
**Director:** Antonio Espuña  
**Convocatòria:** Octubre 2017



## **Resum**

Aquest projecte tracta sobre l'estudi de la viabilitat econòmica, energètica i mediambiental d'una planta que absorbeix el CO<sub>2</sub>, procedent del flux de gasos d'una central de generació d'electricitat, mitjançant una solució aquosa de l'amina MEA.

Per tal de realitzar aquest estudi es modela i simula el procés d'absorció de CO<sub>2</sub> fent ús del programa de simulació Aspen Hysys i es determinen les funcions necessàries per a caracteritzar els costos energètics, econòmics i mediambientals associats al procés.

## Resumen

Este proyecto trata sobre el estudio de la viabilidad económica, energética y medioambiental de una planta que absorbe el  $\text{CO}_2$ , procedente del flujo de gases de una central de generación de electricidad, mediante una solución acuosa de la amina MEA.

Para realizar este estudio se modela y simula el proceso de absorción de  $\text{CO}_2$  haciendo uso del programa de simulación Aspen Hysys y se determinan las funciones necesarias para caracterizar los costes energéticos, económicos y medioambientales asociados al proceso.

## **Abstract**

This project aims to analyze the economic, energetic and environmental viability of a plant that absorbs CO<sub>2</sub> from the gas flow of an electricity generation plant using an aqueous solution of the MEA amine.

For this purpose, the CO<sub>2</sub> absorption process is modeled and simulated using the Aspen Hysys simulation software and the needed functions to characterize the energy, economic and environmental costs associated with the process are determined.



## Glossari

MEA	Monoetanolamina
PP	Power Plant
Nm <sup>3</sup>	Gas contingut en 1 m <sup>3</sup> a 0 °C i pressió atmosfèrica
GN	Gas Natural
PCI	Poder calorífic inferior
CO <sub>2</sub>	Diòxid de carboni





# Índex

<b>RESUM</b>	<b>I</b>
<b>RESUMEN</b>	<b>II</b>
<b>ABSTRACT</b>	<b>III</b>
<b>GLOSSARI</b>	<b>V</b>
<b>1. INTRODUCCIÓ</b>	<b>15</b>
1.1. Motivació	15
1.2. Objectius	20
1.3. Estat de l'art	20
1.4. Tècniques de captura de CO <sub>2</sub>	24
1.4.1. Absorció química	27
1.4.2. Absorció física	29
1.4.3. Adsorció	29
1.4.4. Membranes	31
1.5. Selecció de la tecnologia	32
1.6. Legislació	33
<b>2. MODELAT I SIMULACIÓ DE L'OPERACIÓ D'UNA PLANTA D'ABSORCIÓ DE CO<sub>2</sub> A PARTIR DE MEA</b>	<b>34</b>
2.1. Plantejament del problema	34
2.2. Descripció del procés	35
2.3. Descripció de l'eina	38
2.4. Descripció del model	38
2.4.1. Model termodinàmic	39
2.4.2. Hipòtesis	40
2.4.3. Paràmetres del procés	41
2.5. Descripció dels equips	42
2.6. Resultats de la simulació	47
2.7. Validació del model	48
2.7.1. Balanços de matèria i energia	49
2.7.2. Comparació de resultats	50
<b>3. COSTOS ENERGÈTICS</b>	<b>52</b>
3.1. Resum de consums	54

<b>4.</b>	<b>COSTOS ECONÒMICS</b>	<b>56</b>
4.1.	Conjunts de components .....	56
4.2.	Cost de compra dels equips.....	56
4.2.1.	Resum de costos .....	60
4.3.	Inversió.....	60
4.4.	Despeses financeres .....	62
4.5.	Cost anual d'operació .....	63
4.5.1.	Cost de la matèria primera .....	63
4.5.2.	Cost de les utilitats .....	64
4.5.3.	Cost de ma d'obra .....	65
4.5.4.	Resum de costos .....	66
<b>5.</b>	<b>COSTOS MEDIAMBIENTALS</b>	<b>67</b>
5.1.	Resum de costos .....	68
<b>6.</b>	<b>COST NORMALITZAT DE PRODUCCIÓ</b>	<b>69</b>
<b>7.</b>	<b>ANÀLISIS DE VIABILITAT ENERGÈTICA</b>	<b>71</b>
<b>8.</b>	<b>ANÀLISIS DE VIABILITAT ECONÒMICA</b>	<b>73</b>
8.1.	Preu de venda.....	73
8.2.	Paràmetres del projecte d'inversió .....	78
8.2.1.	Horitzó del projecte .....	78
8.2.2.	Finançament .....	78
8.2.3.	Inflació .....	78
8.2.4.	Fluxos de caixa .....	79
8.3.	Criteris de rendibilitat.....	81
8.3.1.	Valor actualitzat net (VAN) .....	81
8.3.2.	Taxa interna de rendiment (TIR).....	82
8.4.	Criteris de liquiditat .....	83
8.4.1.	Pay back .....	83
8.4.2.	Pay back corregit.....	83
8.5.	Anàlisis dels resultats.....	85
<b>9.</b>	<b>ANÀLISIS DE VIABILITAT MEDIAMBIENTAL</b>	<b>86</b>
	<b>CONCLUSIONS</b>	<b>88</b>
	<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>89</b>

<b>ANNEX A</b>	<b>93</b>
A.1. Resultats de la simulació .....	93
A.1.1. Reaccions .....	93
A.1.2. Característiques principals dels fluxos de matèria.....	97
A.1.3. Composició dels fluxos de matèria.....	98
A.1.4. Fluxos d'energia.....	99
A.1.5. Caracterització dels equips.....	99
A.2. Càlculs de rendibilitat econòmica .....	103



## Índex d'Il·lustracions

Il·lustració 1: Mitjana global del canvi de temperatura superficial entre 1.880 i 2.020 (2).	15
Il·lustració 2: Diferents escenaris per a preveure l'augment futur de la temperatura de la superfície de la Terra (3).	16
Il·lustració 3: Emissions de gasos d'efecte hivernacle per sector (4).	17
Il·lustració 4: Concentració global atmosfèrica de CO <sub>2</sub> (6).	18
Il·lustració 5: Principals fonts d'energia a escala global (7).	19
Il·lustració 6: Capacitat d'emmagatzematges de CO <sub>2</sub> per país (12).	22
Il·lustració 7: Estat del desenvolupament dels projectes de captura, emmagatzematge i transport de CO <sub>2</sub> (16).	23
Il·lustració 8: Evolució de la capacitat de les tecnologies CCS (9).	24
Il·lustració 9: Etapes del procés de captura, transport i emmagatzematge del CO <sub>2</sub> (18).	25
Il·lustració 10: Descripció general dels processos de captura i emmagatzematge de CO <sub>2</sub> (18).	26
Il·lustració 11: Esquema general del procés d'absorció de CO <sub>2</sub> (20).	27
Il·lustració 12: Formúla química de les típiques amines utilitzades per a l'absorció de CO <sub>2</sub> (20).	28
Il·lustració 13: Esquema general del procés d'adsorció de CO <sub>2</sub> (23).	30
Il·lustració 14: Esquema general del procés de captura de CO <sub>2</sub> mitjançant membranes (23).	31
Il·lustració 15: Esquema bàsic del process d'absorció (22).	35
Il·lustració 16: Esquema de la simulació del procés (Elaboració pròpia).	48
Il·lustració 17: Càlcul del cost de compra de la columna d'absorció buida (35).	58
Il·lustració 18: Cost unitari del plat (35).	58

## Índex Taules

Taula 1: Paràmetres del modelat i simulació del procés d'absorció de CO <sub>2</sub> estudiat.	42
Taula 2: Resultat de la simulació del procés d'absorció de CO <sub>2</sub> .	47
Taula 3: Balanç de matèria del procés.	49
Taula 4: Balanç d'energia del procés.	50
Taula 5: Comparació de la simulació amb article de referència.	50
Taula 6: Tipus d'energia utilitzada per a els equips del procés estudiat.	52
Taula 7: Demanda d'energia per equip de la planta d'absorció de CO <sub>2</sub> .	54
Taula 8: Consum d'energia elèctrica de la planta d'absorció de CO <sub>2</sub> .	55
Taula 9: Consum total d'energia elèctrica del procés en diferents unitats.	55
Taula 10: Cost del farciment de la columna (35).	59
Taula 11: Cost de compra dels equips.	60
Taula 12: Capital fixe invertit en la planta d'absorció de CO <sub>2</sub> .	61
Taula 13: Anualitat del préstec financer de la planta d'absorció de CO <sub>2</sub> .	62
Taula 14: Cost anual de les matèries primeres empleades en el procés estudiat.	63
Taula 15: Consum d'energia dels equips elèctrics.	64
Taula 16: Cost total anual de les utilitats del procés estudiat.	65
Taula 17: Cost anual de la ma d'obra directe i indirecte.	65
Taula 18: Cost total d'operació anual de la planta d'absorció.	66
Taula 19: Dades utilitzades per al càlcul del cost mediambiental anual de la planta d'absorció de CO <sub>2</sub> estudiada.	68
Taula 20: Cost mediambiental anual de la planta d'absorció de CO <sub>2</sub> estudiada.	68

Taula 21: Dades per a el càlcul de les tones de CO <sub>2</sub> tractades. _____	69
Taula 22: Cost normalitzat de producció. _____	70
Taula 23: Resultat del balanç energètic de la planta d'absorció de CO <sub>2</sub> estudiada. _____	72
Taula 24: Resum de costos, ingressos i beneficis de la planta d'absorció simulada, cas d'estudi 1 a.	74
Taula 25: Resum de costos, ingressos i beneficis de la planta d'absorció simulada, cas d'estudi 1 b.	74
Taula 26: Resum de costos, ingressos i benefici de la PP, cas d'estudi 2. _____	76
Taula 27: Resum de costos, ingressos i benefici de la PP afegint els costos d'absorció, cas d'estudi 2. _____	76
Taula 28: Preu de venda de la tona de CO <sub>2</sub> , cas d'estudi 3. _____	77
Taula 29: Resum costos, ingressos i benefici de la PP, cas d'estudi 3. _____	77
Taula 30: Paràmetres per al càlcul dels fluxos de caixa. _____	79
Taula 31: Càlcul dels fluxos de caixa dels 3 primer anys del procés d'absorció de CO <sub>2</sub> estudiat. ____	80
Taula 32: Cost de capital del projecte d'absorció de CO <sub>2</sub> estudiat. _____	82
Taula 33: Càlcul dels fluxos de caixa corregits dels 3 primer anys del procés d'absorció de CO <sub>2</sub> estudiat. _____	84
Taula 34: Dades utilitzades per a el càlcul de la viabilitat mediambiental del projecte estudiat. _	86
Taula 35: Resultat del balanç mediambiental. _____	86
Taula 36: Característiques principals dels fluxos de matèria. _____	97
Taula 37: Composició dels fluxos de matèria. _____	98
Taula 38: Fluxos d'energia. _____	99
Taula 39: Característiques de treball de l'equip "Cooler". _____	99
Taula 40: Característiques de treball de l'equip "Heat Exchanger". _____	100
Taula 41: Característiques de treball de l'equip "Separator". _____	100

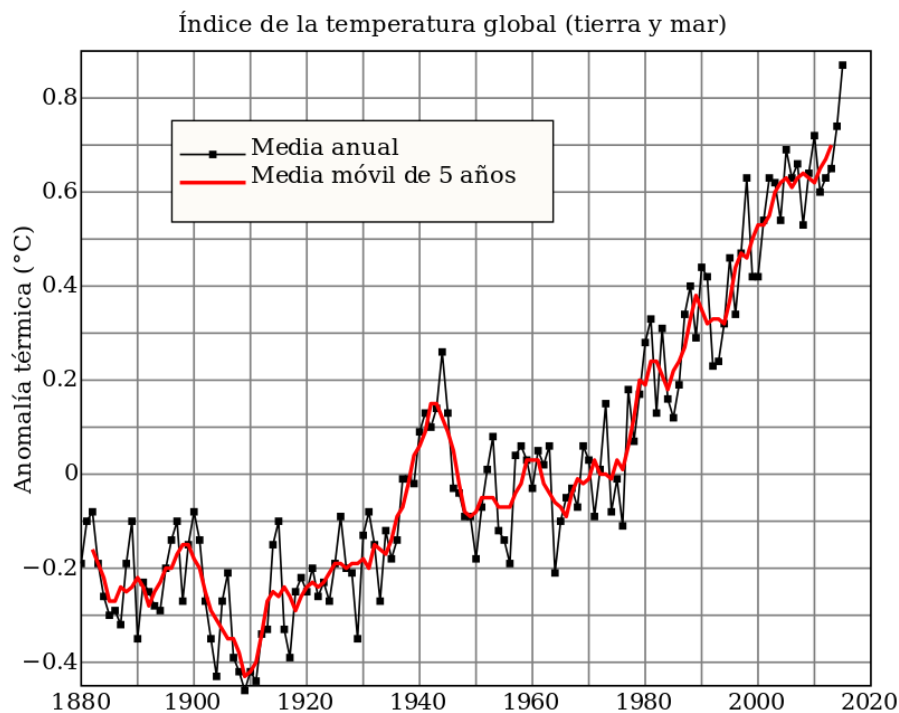
Taula 42: Característiques de treball de l'equip "Pump".	101
Taula 43: Característiques de treball de l'equip "Compressor".	101
Taula 44: Característiques de treball de l'equip "Valve".	102
Taula 45: Característiques de les columnes.	102
Taula 46: Dades càlcul rendibilitat econòmica.	103
Taula 47: Resultats càlculs capítol 7.	107



# 1. Introducció

## 1.1. Motivació

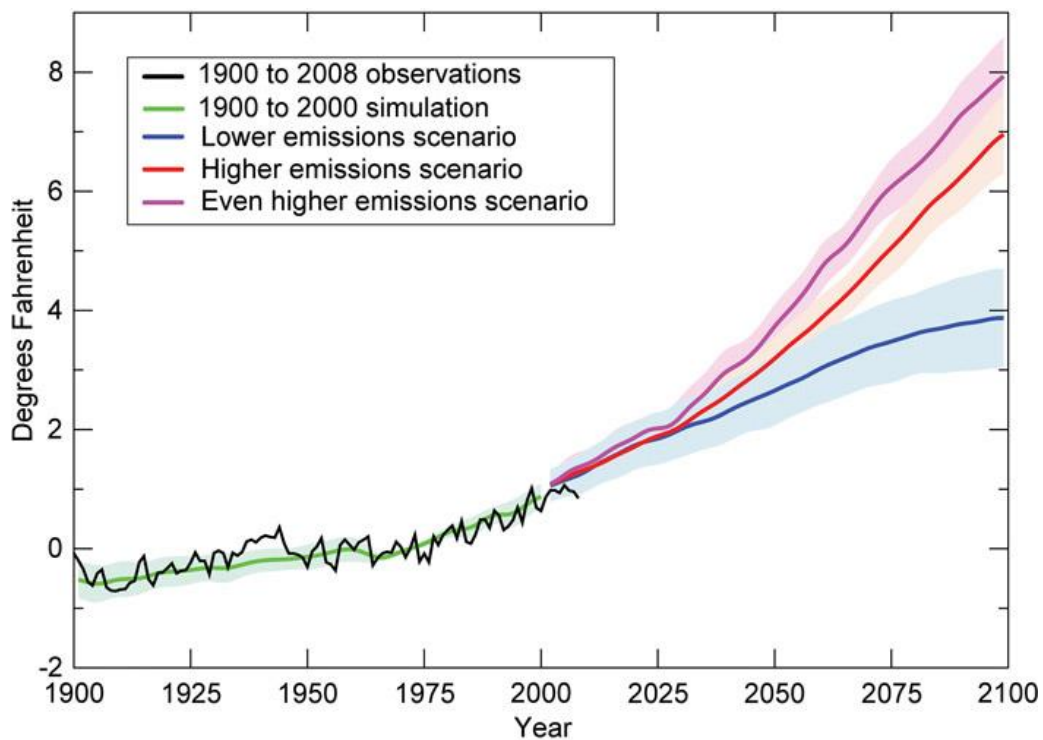
L'escalfament global representa un dels principals problemes presents en el món actual. Consisteix en l'augment de la temperatura mitjana del sistema climàtic de la Terra observat en els últims segles, l'augment que s'espera en els propers anys i els seus efectes relacionats. Des que s'han realitzat mesures fiables, s'ha observat un augment d'aproximadament 0,8 °C, dos terços d'aquest s'ha produït des del 1980. Concretament en Espanya l'escalfament produït ha sigut d'1,5 °C (1).



Il·lustració 1: Mitjana global del canvi de temperatura superficial entre 1.880 i 2.020 (2).

Revisant el gràfic s'observa que en els darrers 30 anys ha succeït el major ascens.

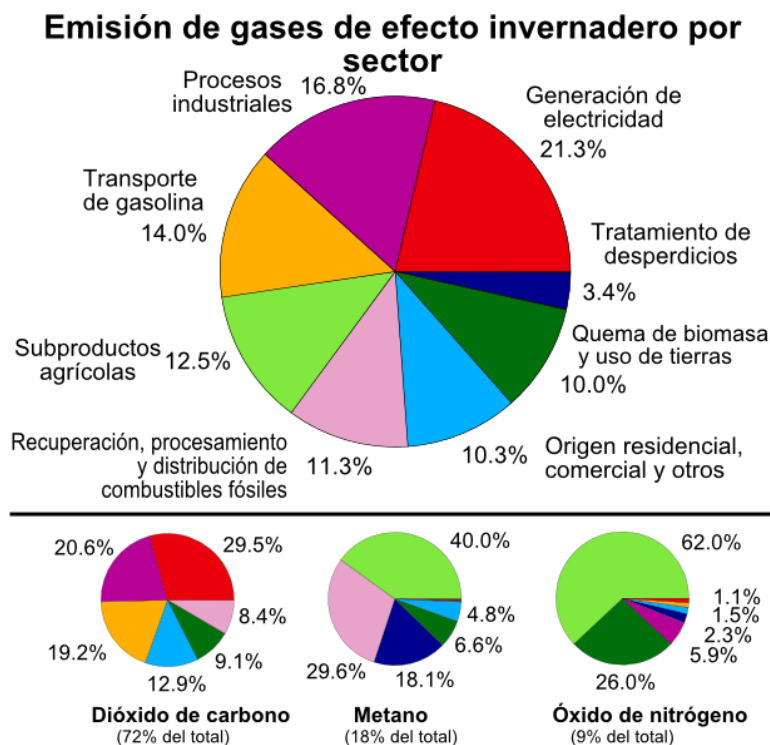
Les previsions a partir de diversos models de clima indiquen, tal i com mostra la Il·lustració 2, que la temperatura global seguirà augmentat en els propers anys.



**Il·lustració 2:** Diferents escenaris per a preveure l'augment futur de la temperatura de la superfície de la Terra (3).

Els efectes produïts per l'escalfament global s'han detectat en diverses regions de tot el món, els principals són: afectació de la producció de blat de moro a nivell mundial, desglaç, augment de certes malalties (sobretot a causa de la propagació d'epidèmies), sequeres, elevació del nivell del mar, fenòmens meteorològics extrems (de vessalls, huracans, ones de calor, etc.), extinció d'espècies i pèrdues econòmiques degudes a l'augment dels costos socioeconòmics pels danys ocasionats.

Els científics han detectat que el 90% de l'escalfament global és degut a l'elevació de les concentracions de gasos d'efecte hivernacle en l'aire ocasionat per l'activitat humana (4).

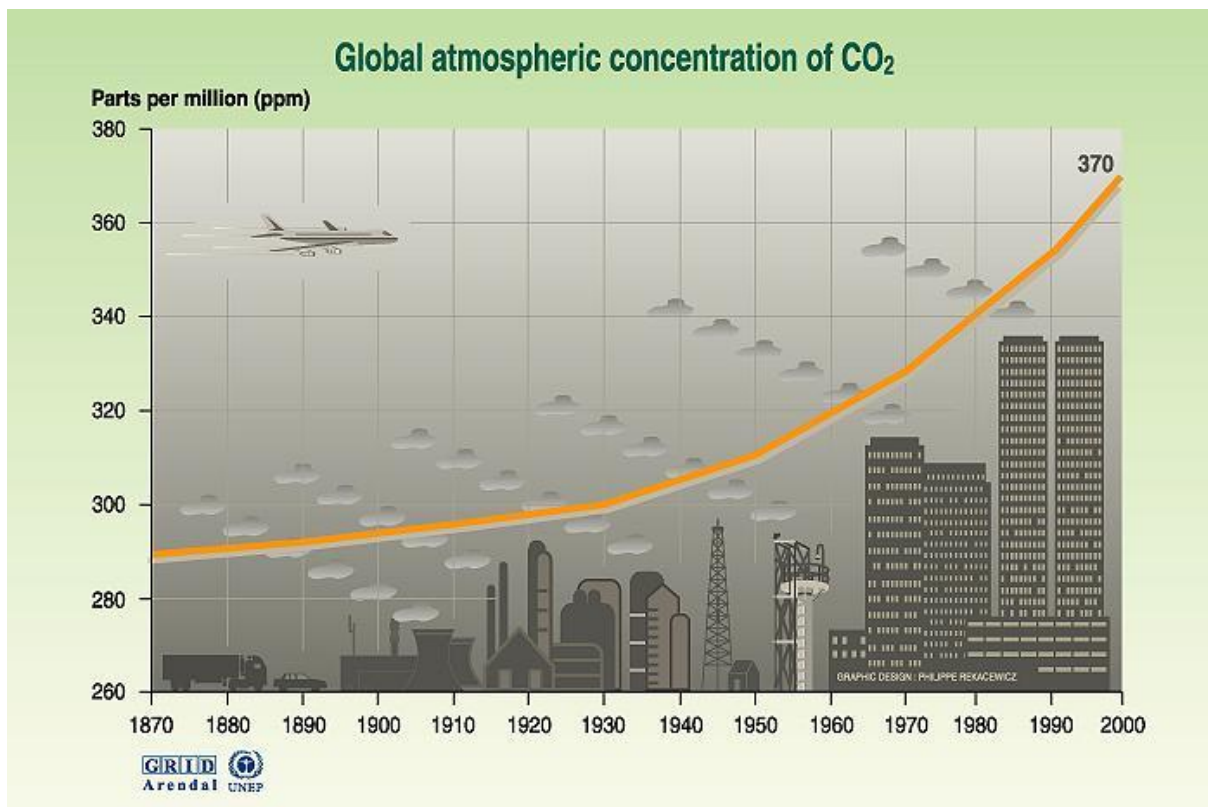


**II·lustració 3:** Emissions de gasos d' efecte hivernacle per sector (4).

Aquests gasos absorbeixen la radiació tèrmica emesa per la superfície de la terra i la tornen a irradiar en totes les direccions retornant-la a la superfície terrestre i impedit que surti a l'exterior, causant un augment global de la temperatura de la superfície de la Terra.

El diòxid de carboni, CO<sub>2</sub>, és un dels gasos que més contribueix a l'escalfament global del planeta produint canvis climàtics a llarg termini. En el 2.015, el CO<sub>2</sub> va representar al voltant del 82,2% de totes les emissions de gasos d'efecte hivernacle dels Estats Units derivades d' activitats humanes (5).

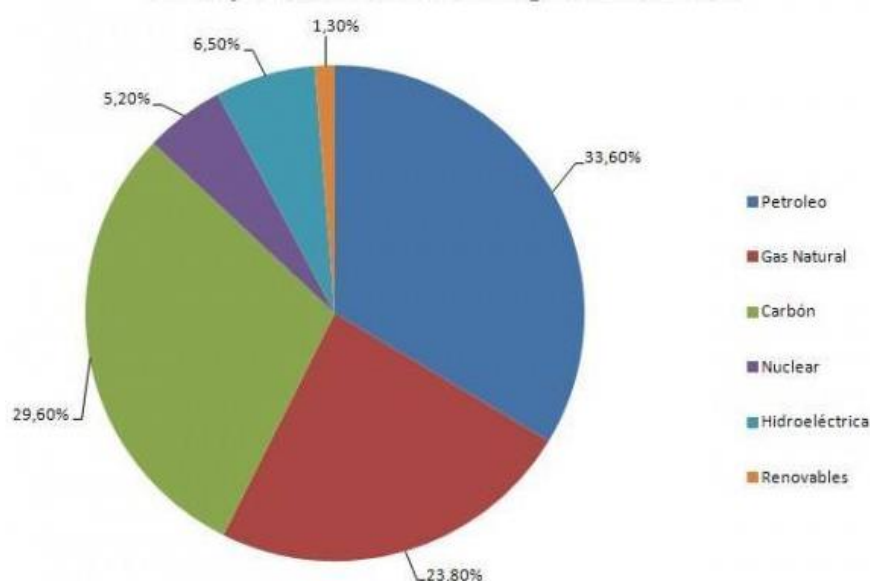
Tot i que és un gas que es troba present de manera naturalment a l'atmosfera, en els dos últims segles com s'observa en la **II·lustració 4**, la seva concentració atmosfèrica ha augmentat de manera considerable, majoritàriament com a conseqüència de la crema de combustibles fòssils.



**Il·lustració 4:** Concentració global atmosfèrica de CO<sub>2</sub> (6).

Un dels majors reptes de la societat moderna és preservar el medi ambient i alhora satisfer l'augment de la demanda d'energia produït per el ràpid augment de la població, sobretot en països subdesenvolupats, ocasionat per l'increment del nivell de vida.

Les principals fonts d'energia, tal i com es mostra en la **Il·lustració 5**, són el petroli, el gas natural i el carbó. Totes tres classificades com a combustibles fòssils.



Il·lustració 5: Principals fonts d'energia a escala global (7).

Entre elles el carbó és la font més utilitzada per a generar electricitat i alhora la que conté més quantitat de molècules de carboni, per tant la que emet més CO<sub>2</sub> en la seva combustió.

Des de la Conferència de Kyoto (11 de desembre de 1.997), diversos països van acordar reduir les emissions de gasos d'efecte hivernacle o com a mínim mantenir-les estables. D'aquesta conferència va sorgir la legislació actual que estableix un màxim d'emissions de CO<sub>2</sub> per país, podent vendre drets d'emissió si no arribes a aquest màxim o comprar-ne si el sobrepasses.

Segons l'Agència Internacional de l'Energia (IEA) i el Panell Intergovernamental contra el Canvi Climàtic (IPCC), s'espera que els combustibles fòssils segueixin sent una font d'energia molt important, com a mínim, fins a mitjans d'aquest segle. Com a conseqüència, des de fa uns anys s'estan estudiant i implementant diverses tecnologies per eliminar, capturar i emmagatzemar el CO<sub>2</sub> contingut en mescles de gasos amb l'objectiu d'ajudar a disminuir l'escalfament global. Aquestes tecnologies es coneixen amb les sigles CCS (*Carbon Capturage and Storage*).

## 1.2. Objectius

L'objectiu a assolir en aquest projecte és demostrar la viabilitat energètica, econòmica i mediambiental d'una planta de captura de CO<sub>2</sub> mitjançant l'absorció fent ús d'una solució aquosa de l'amina MEA.

Per tal d'assolir aquest objectiu principal, els objectius tècnics del projecte són:

- Implementació i simulació d'un model per a l'absorció de CO<sub>2</sub> utilitzant una solució aquosa de MEA mitjançant el software Aspen HYSYS v8.8.
- Definir els models de costos energètics, econòmics i ambientals del procés simulat.
- Càlcul de la viabilitat energètica, econòmica i ambiental del procés estudiat.

## 1.3. Estat de l'art

La generació d'electricitat i els processos industrials han produït que la presència de gasos d'efecte hivernacle en l'aire incrementi molt notablement en els últims anys generant un escalfament global de la superfície de la Terra i convertir-se en uns dels problemes mediambientals emergents.

El CO<sub>2</sub> és el gas d'efecte hivernacle que més ha contribuït en l'escalfament global. Altres gasos estan compostats per molècules que tenen un potencial de capturar d'energia calorífica per molècula molt superior al del CO<sub>2</sub>, per tant l'impacte mediambiental ocasionat en l'atmosfera degut a aquests gasos és major (per exemple el metà), però estan presents en concentracions molt més baixes que el CO<sub>2</sub> (8).

Com a conseqüència dels informes del "Intergovernmental Panel on Climate Change" (IPCC), de la Convenció Marco de Nacions Unides per al canvi climàtic i de la signatura i ratificació del protocol de Kyoto, des de fa anys ha sorgit una consciència social i política que ha portat als governs a establir polítiques per disminuir les emissions de CO<sub>2</sub> (9).

Es pot afirmar que les empreses, i altres parts interessades, han assumit la necessitat de lluitar contra el Canvi Climàtic. Malgrat l'aparent fracàs de la conferència de l'ONU sobre el canvi climàtic en 2.009 (COP15), i de les creixents preocupacions per la crisi econòmica i la desocupació, segueixen sent evidents els compromisos i les tendències en el sector energètic cap a una energia més neta i baixa en emissions de CO<sub>2</sub>.

Les actuacions d'Espanya s'emmarquen en assolir el compromís fixat per la Unió Europea per a el 2.020 conegut com el triple vint. L'objectiu és reduir el 20% del consum d'energia aplicant millores en estalvi i eficiència energètica, promoure les energies renovables fins a que representin el 20 % del total de les fonts energètiques presents i reduir en un 20% les emissions de CO<sub>2</sub> respecte a l'any 1.990 (10).

Respecte a com ha evolucionat la normativa i legislació referent a la reducció dels gasos d'efecte hivernacle es podrien destacar tres fites importants:

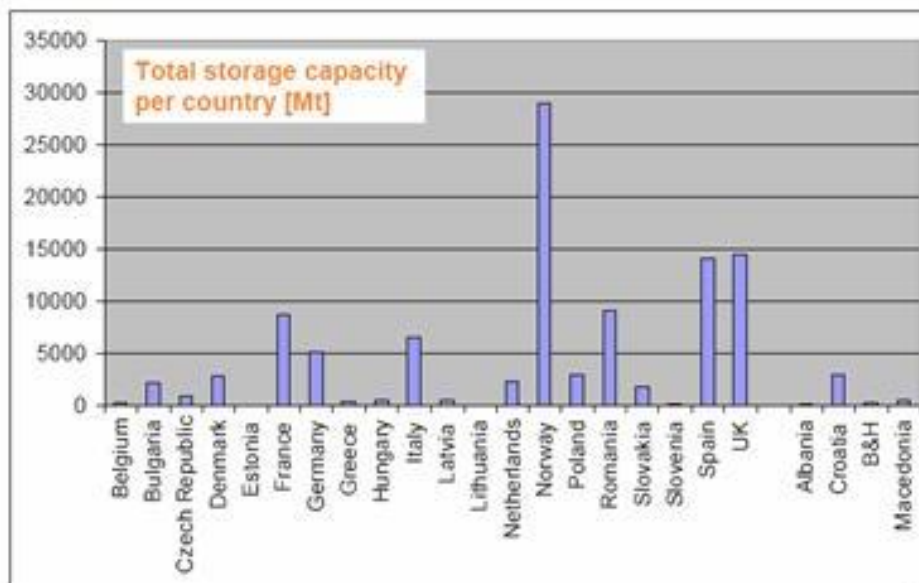
1. La publicació de la Directiva sobre Emmagatzematge Geològic de CO<sub>2</sub>, que a Espanya recentment el Consell de Ministres ha aprovat com a Projecte de Llei d'Emmagatzematge Geològic de Diòxid de Carboni.
2. La recent publicació, al febrer de 2.010, de la decisió de la Comissió per al finançament de projectes de captura i energies renovables a partir de la reserva de 300 milions de drets d'emissió de nous entrants.
3. El paquet de recuperació econòmica europeu, que ha assignat una quantitat substancial de recursos per a projectes basats en energies renovables i en sistemes de captura i emmagatzematge de CO<sub>2</sub>.

Un dels avantatges que presenten els sistemes de captura i emmagatzematge és que poden aplicar-se en diversos sectors industrials, no només a la generació d'energia elèctrica. Alguns d'aquets sectors són el ciment, la siderúrgia, el refinament i les plantes de carbó en les quals les emissions per instal·lació són força significatives (11).

Els projectes més significatius que s'han portat a terme referents a l'emmagatzematge de CO<sub>2</sub> són: els projectes de In-Salah a Algèria, Weyburn a Canada i Ketzin a Alemanya. Un dels projectes més emblemàtics és el de Sleipner a Noruega, on s'han emmagatzemat més d'11 milions de tones des de 1.996, sent també el de In-Salah important en quant a volum emmagatzemat, amb més de 3 milions de tones des de l'any 2.004 (9).

El projecte "Geocapacity" és un projecte a nivell Europeu que ha portat a terme un estudi sobre el potencial d'emmagatzematge de CO<sub>2</sub>, a escala europea. Després d'establir diversos criteris bàsics de selecció, el projecte ha realitzat una avaluació dels aqüífers salins i dels jaciments d'hidrocarburs i de carbó.

Com s'observa en la **Il·lustració 6**, Espanya és un país amb un alt potencial d'emmagatzemat de CO<sub>2</sub> (9).

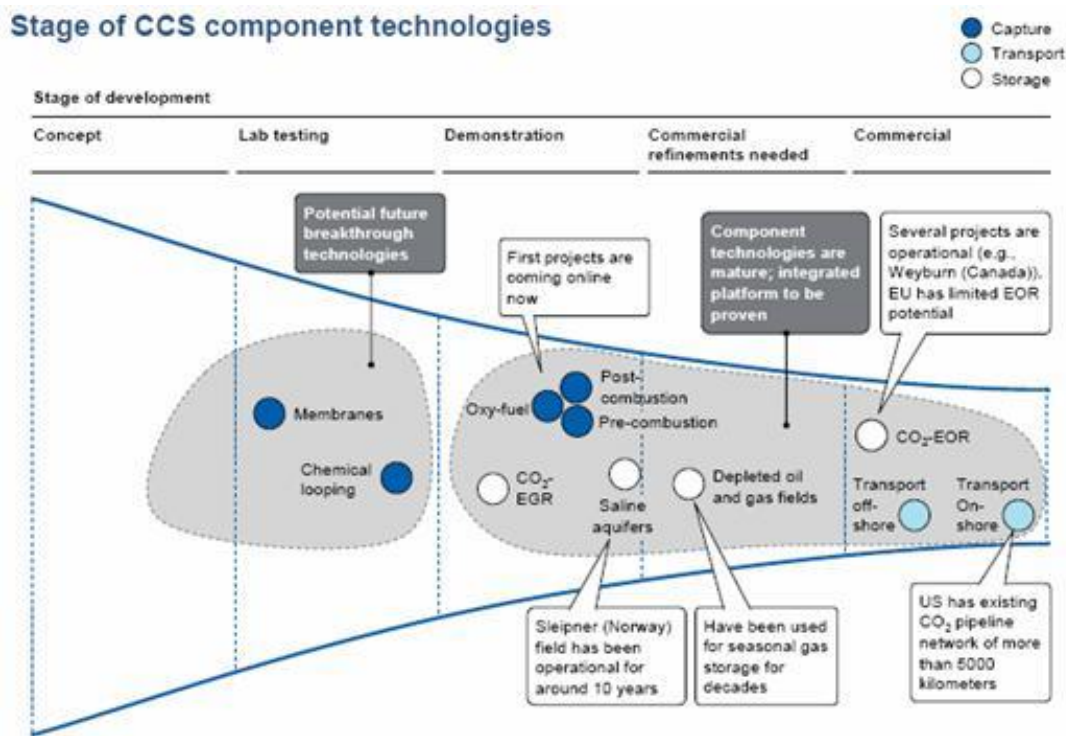


II·lustració 6: Capacitat d'emmagatzematges de CO<sub>2</sub> per país (12).

El principal projecte desenvolupat a Espanya basat en les tecnologies CCS ha estat portat a terme per la companyia elèctrica Endesa. El projecte consistia en una planta que capturava el CO<sub>2</sub> emergent dels gasos d'una central tèrmica de 30 MW de potència nominal mitjançant la tecnologia d'oxicombustió. Posteriorment el CO<sub>2</sub> capturat s'emmagatzemava en un aqüífer proper a la planta. El projecte es va iniciar en el 2009 i es va finalitzar l'any 2012 un cop es van assolir els objectius desitjats. La planta va tractar 800 m<sup>3</sup>/h de gasos de combustió i tenia una capacitat de captura d'entre 3-5 tones de CO<sub>2</sub> al dia amb eficiències del 90 per cent (13)–(15).



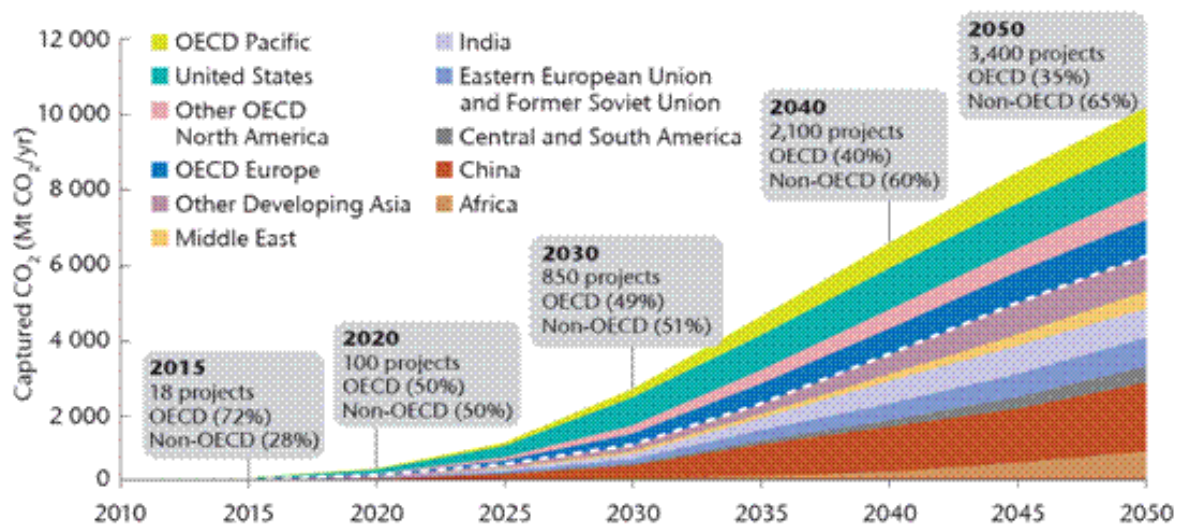
A escala global, tot i que moltes de les tecnologies CCS són força madures, encara no existeixen projectes a escala comercial totalment integrats en plantes en operació (16). En la **II-lustració 7** es mostren els principals projectes actius a escala global i en quin estat de desenvolupament es troben.



**II-lustració 7:** Estat del desenvolupament dels projectes de captura, emmagatzematge i transport de CO<sub>2</sub> (16).

La Comissió Europea i la Plataforma Europea de Zero Emissions (ZEP) han identificat més de 40 projectes que apliquen tecnologies de captura de CO<sub>2</sub>, entre els quals sis tenen el suport del pla de recuperació europeu. Cadascun d'aquests projectes té assignades ajudes per import de 180 milions d'euros (9).

A partir de les experiències obtingudes amb els projectes implementats fins ara i sobretot degut a les imminents reduccions de les concentracions de gasos d'efecte hivernacle a l'atmosfera que s'han de complir es preveu un gran creixement d'aquestes tecnologies en la dècada del 2.020, tal i com il·lustra la **II-lustració 8**.



II-l·lustració 8: Evolució de la capacitat de les tecnologies CCS (9).

En resum, les tecnologies de captura i emmagatzematge han estat testejades i s'ha demostrat la seva eficiència en nombrosos estudis, si bé és cert que és necessari, d'una banda, demostrar la eficàcia dels processos de captura a major escala, així com integrar les tres etapes del procés (captura, transport i emmagatzematge), i, per un altre, desenvolupar d'una forma més àmplia projectes d'emmagatzematge geològic de CO<sub>2</sub>.

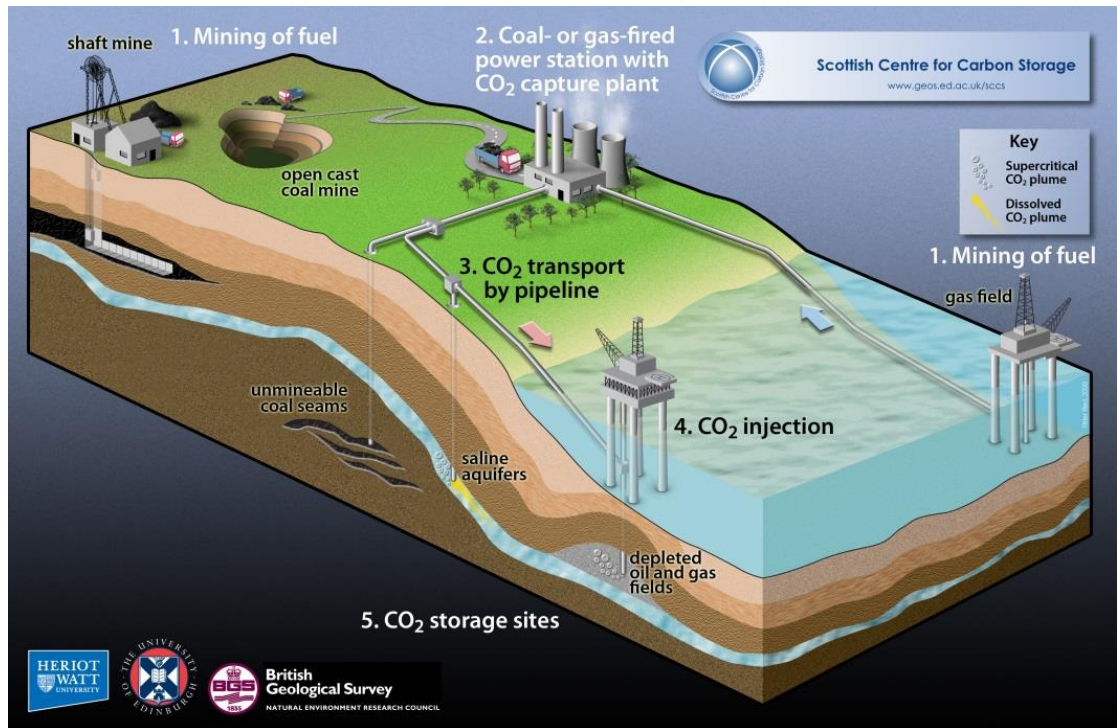
En aquest punt es qüestiona perquè no es desenvolupen més projectes basats en les tecnologies CCS. Podria argumentar-se que ha transcorregut poc temps des que s'ha identificat la necessitat i el procés d'implantació de mesures regulatòries i econòmiques per al seu desenvolupament, però, tot i això, és innegable la necessitat d'un major impuls polític i econòmic per dur a terme projectes tant a escala planta pilot com a escala industrial per tal d'assolir els objectius marcats tant per la Convenció Marc de les Nacions Unides sobre el Canvi Climàtic i el seu protocol de Kyoto, com per la Unió Europea (17).

## 1.4. Tècniques de captura de CO<sub>2</sub>

Com s'ha comentat anteriorment, el conjunt de tecnologies conegudes amb les sigles CCS (Carbon Capture and Storage) tenen com a objectiu capturar el CO<sub>2</sub> allà on és emès, transportar-lo i emmagatzemar-lo durant un llarg període de temps en formacions geològiques, subsòls o altres materials. D'aquesta manera el CO<sub>2</sub> roman sota terra i ja no contribueix a l'efecte hivernacle.

En l'actualitat aquest tipus de tècniques són aplicables per a capturar gasos provinents de grans centrals elèctriques o plantes industrials.

En la II·lustració 9 es mostra un esquema general del procés de captura, transport i emmagatzematge del CO<sub>2</sub>.

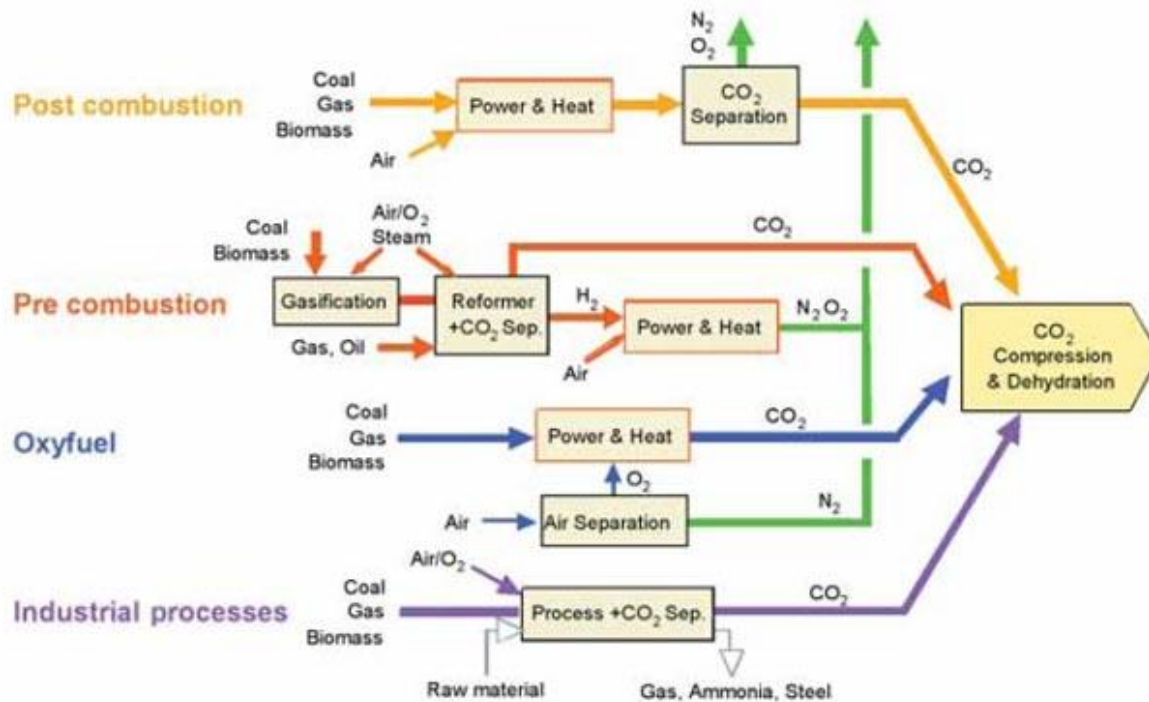


II·lustració 9: Etapes del procés de captura, transport i emmagatzematge del CO<sub>2</sub> (18).

Els sistemes de captura, transport i emmagatzematge de CO<sub>2</sub> de manera general es classifiquen, segons el punt del procés on es realitzen, en tres grans grups:

- Post-combustió: consisteix en capturar el CO<sub>2</sub> contingut en els gasos resultats de la combustió del carburant. La majoria dels processos industrials que requereixen l'ús de combustibles fòssils utilitzen aire com a comburent, per tant aquesta tecnologia pot aplicar-se directament com *retrofitting* sense provocar alteracions en el propi procés oferint una gran flexibilitat i capacitat d'adaptació a les condicions operatives de la instal·lació (19).
- Pre- combustió: el combustible primari es transforma en gas mitjançant el seu escalfament amb vapor i aire o oxigen. Aquesta transformació produeix un gas que conté essencialment hidrogen i CO<sub>2</sub> que poden ser fàcilment separats.

- Oxidació: s'utilitza l'oxigen pur per a cremar el combustible en lloc de l'aire. El resultat és un gas mixt compost essencialment de vapor d'aigua i  $\text{CO}_2$ . El vapor d'aigua es pot separar fàcilment del  $\text{CO}_2$  mitjançant el refredament i la compressió del flux de gas. Tot i això resulta força complicat realitzar la separació prèvia de l'oxigen de l'aire.



Il·lustració 10: Descripció general dels processos de captura i emmagatzematge de  $\text{CO}_2$  (18).

Com s'ha comentat en apartats anteriors, la principal font d'emissió de  $\text{CO}_2$  a l'atmosfera és la crema de combustibles fòssils, en conseqüència es centrarà l'interès en les tecnologies de post-combustió.

Es coneixen cinc tecnologies diferents de captura de  $\text{CO}_2$  en sistemes post-combustió, aquestes són:

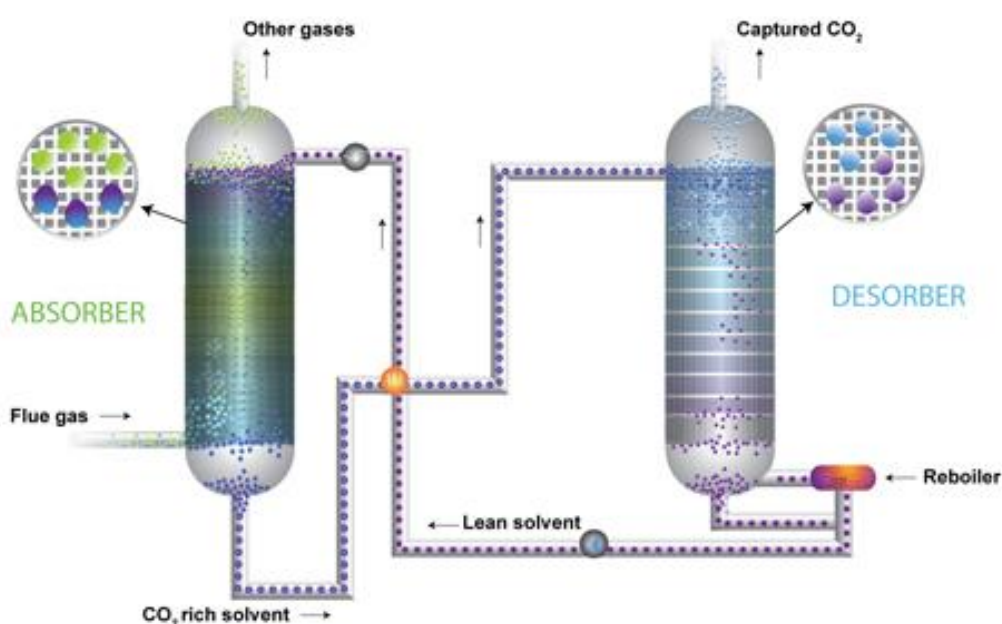
- Absorció: química i física.
- Adsorció.
- Criogènia.
- Membranes.
- Processos biològics.

A continuació es comenten, de les cinc tecnologies post-combustió citades, les tres que tenen una major aplicació com a conseqüència dels resultats significativament bons obtinguts en la seva aplicació en diversos estudis.

### 1.4.1. Absorció química

L'absorció química és la tècnica més utilitzada en la indústria per a separar el CO<sub>2</sub> d'una corrent gasosa. Aquesta tecnologia es considera madura en la purificació de gas natural i en l'obtenció de CO<sub>2</sub> per a ús comercial (19).

L'absorció es basa en la retenció selectiva del CO<sub>2</sub> mitjançant fenòmens químics quan entra en contacte la corrent de gasos de combustió a tractar amb un líquid absorbent. En aquest contacte es produeix una reacció entre el CO<sub>2</sub> i el líquid absorbent que es pot revertir amb un increment de la temperatura. En conseqüència, un dels punts més interessants d'aquest sistema és la possibilitat de regenerar la solució aquosa de manera contínua.



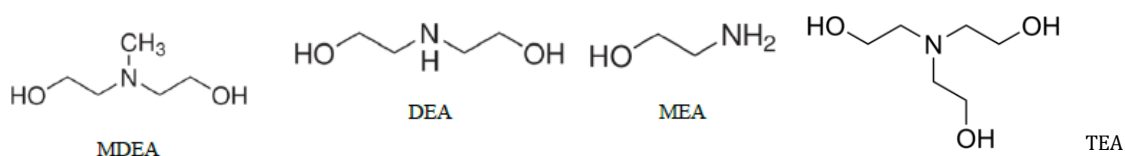
Il·lustració 11: Esquema general del procés d'absorció de CO<sub>2</sub> (20).

Les solucions aquoses més àmpliament utilitzades són les de carbonats i les d'amines. En les últimes dècades, s'ha observat que les amines presenten una taxa de reacció amb el CO<sub>2</sub> més alta que els carbonats. Les amines són bases i reaccionen ràpidament amb les espècies àcides de CO<sub>2</sub> de manera selectiva i són poc volàtils, barates i segures en la seva manipulació. A causa d'això, l'ús de dissolvents a base d'amina per a la captura de CO<sub>2</sub> en la post-combustió ha atret considerable interès i ha provocat importants avanços en les tecnologies de captura. L' utilització de dissolvents amb base amina en processos de captura de CO<sub>2</sub> de post-combustió permet treballar amb gasos de combustió de baixa concentració i pressió parcial de CO<sub>2</sub>.



No obstant això, l'acció d'aquests dissolvents està limitada per la necessitat d'una alta energia calorífica per a regenerar la amina, juntament amb els problemes de corrosió, que es generen en els equips, a causa de la presència d'O<sub>2</sub> en el corrent a tractar que produeix la degradació de l'amina.

Les amines més utilitzades són la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), trietanolamina (TEA) i metildietanolamina (MDEA).



**Il·lustració 12:** Fórmula química de les típiques amines utilitzades per a l'absorció de CO<sub>2</sub> (20).

El fet de que les amines continguin grups alcohol és el que fa que es redueixi la pressió de vapor i siguin solubles en l'aigua. El grup amina proporciona l'alcalinitat necessària per a causa l'absorció de gasos àcids.

El CO<sub>2</sub> reacciona amb el sistema aigua-amina per a donar carbamat o bicarbonat. La formació de carbamat, a partir d'aquestes amines primàries (RNH<sub>2</sub>) o secundàries (R<sub>1</sub>R<sub>2</sub>NH<sub>2</sub>), és la reacció que governa el procés d'absorció.

Les amines primàries i secundàries acostumen a reaccionar més ràpid que les amines terciàries, en contra el CO<sub>2</sub> té un calor d'absorció més elevat en aquestes amines (21). Una altra avantatge que presenten les amines és que acostumen a requerir una grandària menors de les columnes d'absorció i desabsorció respecte a altres dissolvents. El principal inconvenient que presenten les solucions d'amina és l'elevada energia requerida per a la seva regeneració. Aquest elevada energia és conseqüència de la gran estabilitat que presenten els carbamats formats a partir del CO<sub>2</sub> i la MEA.

D'entre les amines primàries, la monoetanolamina (MEA) és la que més ha estat utilitzada en els últims anys per a l'eliminació de CO<sub>2</sub> i H<sub>2</sub>S. Es considera la més econòmica de les alcanolamines comercials i presenta avantatges rellevants, com l'alta reactivitat, el menor pes molecular, i una estabilitat tèrmica i grau de degradació raonables. La seva energia de regeneració és aproximadament 1.950 kJ/kg CO<sub>2</sub>. El seu ús és òptim per al tractament de gasos a baixa pressió, elevada concentració de CO<sub>2</sub> i quan no es troben presents productes minoritaris contaminants com COS i CS<sub>2</sub>. El principal problema que presenta és la formació de productes de reacció irreversible la qual cosa provoca pèrdues d'aquest producte químic com a absorbent en els processos. A més, és més corrosiva que altres espècies, especialment si es sobrepassa el 30% de concentració en dissolució. Això limita la capacitat de la MEA per a casos en els quals la pressió parcial de CO<sub>2</sub> sigui elevada (22).

### **1.4.2. Absorció física**

L'absorció física es basa en l'absorció del CO<sub>2</sub> en un solvent que es pot descriure per la llei de Henry.

La llei de Henry indica que la relació entre la concentració i la pressió parcial d'un component en una mescla gasosa és directament proporcional. Com a conseqüència, la pressió parcial del CO<sub>2</sub> i les característiques de l'absorbent són els condicionants de la capacitat de transferència de CO<sub>2</sub> d'una fase a una altre.

La principal limitació d'aquesta tecnologia són les baixes pressions que solen tenir les corrents de gas a tractar obtingudes després de la combustió per a la captura de CO<sub>2</sub> (19). Segons (19) aquesta tècnica és adequada quan la concentració de CO<sub>2</sub> és major del 15% i la pressió parcial és alta.

En l'actualitat, els absorbents físics es troben àmpliament estesos a escala comercial per a la separació de CO<sub>2</sub> juntament amb compostos de sofre en plantes de gasificació de cicle combinat o en la producció d'amoníac, però necessiten més validacions per a ser utilitzats en plantes de més potència (19).

### **1.4.3. Adsorció**

Estudis recents, a nivell d'escala pilot, suggereixen que l'adsorció de CO<sub>2</sub> és una altra de les alternatives per mitigar les emissions provinient de les activitats industrials que més bons resultats està presentant.

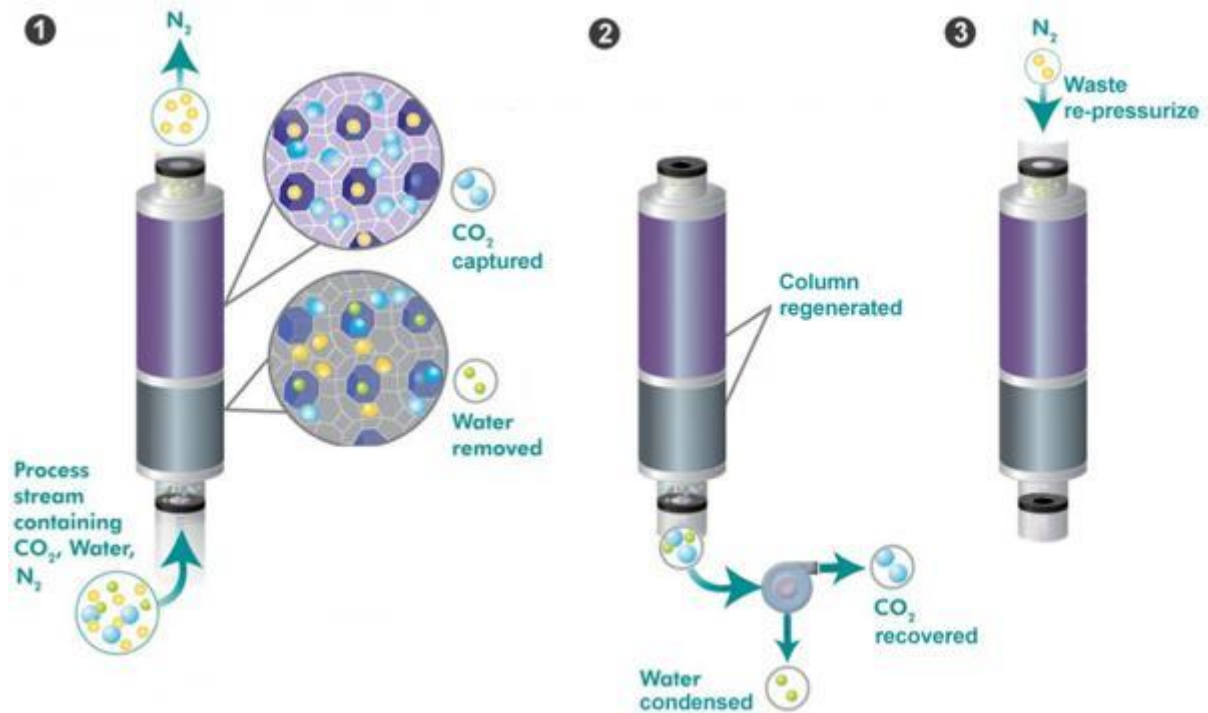
Els processos d'adsorció es basen en la retenció del compost a eliminar, en aquest cas el CO<sub>2</sub>, en compostos no reactius d'alta porositat.

Els principals adsorbents per a la separació de CO<sub>2</sub> estan compostats per sílice (SiO<sub>2</sub>) o zeolites macroporoses i mesoporoses, materials basats en carboni actiu, i materials orgànics de metall. Aquesta tecnologia de captura ofereix tres modes operacionals diferents, aquests són:

- Adsorció per oscil·lació de pressió (PSA).
- Adsorció per buit (VSA).
- Adsorció per canvi de temperatura (TSA).

Una diferència important entre els processos de PSA i VSA és la diferència en els seus nivells de pressió d'operació. La pressió d'operació més alta d'un procés VSA és l'atmosfèrica, mentre que en un procés PSA pot ser major a l'atmosfèrica.

El rendiment d'aquests dos processos pot ser significativament diferent segons els cabals i composicions d'alimentació, les especificacions del producte i els adsorbents utilitzats (19).



Il·lustració 13: Esquema general del procés d'adsorció de  $\text{CO}_2$  (23).

L'adsorció de  $\text{CO}_2$  és, en general, un procés multi etapa i multi component que passa per un estat transitori abans d'arribar a un estat cíclic estacionari. PSA i VSA són processos cíclics l'eficiència dels quals varia amb la grandària de la columna, la configuració del cicle, la durada del pas, i els nivells de pressió en cada pas. Els models de comportament d'aquests processos inclouen equacions algebraiques lineals i derivades parcials, la qual cosa comporta que la seva optimització rigorosa sigui tot un repte.

La principal desavantatge que presenta aquesta tècnica de captura és la baixa selectivitat  $\text{CO}_2/\text{N}_2$ , per tant aquesta tècnica resulta poc recomanable per a obtenir elevades pureses de  $\text{CO}_2$ . Els materials zeolítics poden aconseguir majors selectivitat però tenen una capacitat de càrrega menor. Per a aconseguir una tecnologia competitiva, s'han d'obtenir adsorbents amb major capacitat i selectivitat i menys sensibles a la presència d'impureses com el vapor d'aigua o partícules (19).

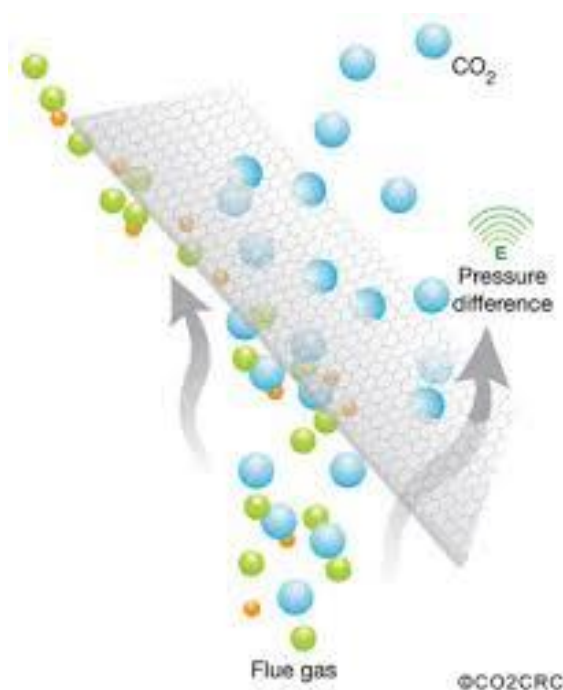


#### 1.4.4. Membranes

Una altra tecnologia per a capturar el CO<sub>2</sub> que s'utilitza des de fa no gaires anys però esta presentant resultats força prometedors és la captura fent ús de membranes.

En les membranes de separació de gasos, el gradient de pressió és la força conductora que permet el transport del flux a través de la superfície porosa.

Per a una bona operativitat la corrent d'entrada s'ha de trobar per tant a una pressió elevada mentre el permeat s'extreu a baixes pressions, d' 1bar aproximadament, i el flux de rebuig a valors de pressió més elevats, entorn als 7 bars.



**Il·lustració 14:** Esquema general del procés de captura de CO<sub>2</sub> mitjançant membranes (23).

En la implementació d'aquesta tecnologia per a la captura de CO<sub>2</sub> cal destacar alguns avantatges i inconvenients pel que fa a les altres alternatives. D'una banda algunes referències citen el bon funcionament de les membranes polimèriques per a la separació de corrents d'entrada amb un elevat percentatge de CO<sub>2</sub> (19). A més, segons referències (24), l'opció d'utilitzar diversos blocs d'operació fa que el procés sigui energèticament eficient i competitiu. En contraposició, cal comentar que la inversió associada a aquest procés és elevada a causa de la necessitat d'utilitzar potents compressors per a augmentar la pressió de l'alimentació a les membranes, sobretot quan la presència de CO<sub>2</sub> en l'alimentació és reduïda (24).

Les membranes es fabriquen a partir de materials polimèrics, metàl·lics, zeolítics, inorgànics o ceràmics. Actualment no és possible assolir elevats graus de separació per tant es requereix l'ús de sistemes multi etapes o recirculacions del gas permeat, provocant un augment considerable en els costos associats al consum energètic i d'operació (19).

Encara que s'han desenvolupat nous materials de membrana específics per a la captura de CO<sub>2</sub> que permeten el desenvolupament d'un procés més compacte (24), en l'actualitat encara no és una tecnologia amb utilització comercial i es troba en fase d'investigació.

## 1.5. Selecció de la tecnologia

Tal i com s'ha indicat en més d'una ocasió en els apartats anteriors, la principal font d'emissions de CO<sub>2</sub> és la crema de combustibles fòssils per aquesta raó s'escull com a tecnologia utilitzada per a capturar el CO<sub>2</sub> en aquest projecte una tecnologia CCS basada en la post-combustió.

Només es considera la captura, s'ometen els processos posteriors de transport i emmagatzematge.

Un cop explicades les principals tecnologies presents en l'actualitat per a la captura post-combustió de CO<sub>2</sub>, d'entre totes elles s'escull l'absorció química amb amines com a tecnològica a implementar en aquest projecte. La raó és que, al ser la tècnica més utilitzada i madura per a la separació del CO<sub>2</sub> de corrents gasoses, existeixen més referències sobre estudis realitzats tan en plantes pilot com en plantes a escala industrial. D'aquesta manera es té a l'abast més informació alhora de conèixer amb més detall el funcionament del procés de captura i validar els resultats obtinguts en el projecte.

Més concretament, s'escull l'absorció química mitjançant una solució aquosa de l'amina MEA amb motiu dels avantatges que presenta respecte les altres alternatives de captura mitjançant absorció química que han estat comentades en l'apartat 1.4.1.

El principal desavantatge que presenten les solucions d'amina és que l'energia que necessiten per tal de regenerar-se és molt elevada (25).

## 1.6. Legislació

A continuació es llista la legislació actualment present aplicable als sistemes de captura, transport i emmagatzematge de CO<sub>2</sub> (CCS).

- Directiva 2.010 / 75 / UE sobre les emissions industrials ( IED ) : El IED exposa els principis fonamentals per a l'obtenció de permisos i control d'instal·lacions basades en un enfocament integrat i l'aplicació de les millors tècniques disponibles ( BAT ).
- Directiva 2.001/80 / CE sobre grans instal·lacions de combustió (LCP): Aquesta directiva estableix els valors límit d'emissió de SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub> i partícules procedents d'instal·lacions de combustió amb una potència tèrmica nominal de 50 MW o més.
- Directiva de 1.994-1.963 / CE i la Directiva 2.009/126 / CE del Consell sobre l'emmagatzematge i distribució de gasolina: Dues directives relacionades tenen com a objectiu evitar les emissions a l'atmosfera de compostos orgànics volàtils (COV) mitjançant la imposició de mesures en els passos clau en l'emmagatzematge i distribució de gasolina des dels terminals, les estacions de servei, i per als vehicles individuals.
- Reglament 166/2.006 Europeu d'Emissions de Contaminants i transferència de registres (E-PRTR): L'E-PRTR dóna accés públic a la informació detallada sobre les emissions i les transferències fora de l'emplaçament de contaminants i residus de al voltant de 30.000 instal·lacions industrials.
- Reial Decret 815/2.013 per el que s' Aprova el Reglament d'Emissions Industrials i de Desenvolupament de la Llei 16/2.002.
- Directiva 2.009/31 / CE relativa a l'emmagatzematge geològic de diòxid de carboni.

## 2. Modelat i simulació de l'operació d'una planta d'absorció de CO<sub>2</sub> a partir de MEA

### 2.1. Plantejament del problema

En aquest capítol es descriu el model implementat per tal de simular el procés de captura de CO<sub>2</sub> mitjançant absorció química fent ús d'una solució aquosa de l'amina MEA.

Es parteix d'un escenari concret que utilitza com a corrent d'entrada al procés la sortida d'una planta de cicle combinat que produeix energia elèctrica a partir de la combustió de gas natural. Aquesta planta de producció d'energia, que s'anomenarà amb les sigles PP al llarg del projecte, té una potència nominal de 500 MW (26).

Aquest tipus de plantes constitueixen el 6,21 % de les emissions de CO<sub>2</sub> en l'àmbit industrial, un 57 % menys que les emissions produïdes per una planta de crema carbó (27).

El cabal màssic de gas a tractar és de 3.073 Tn/h. Entra a 100 °C i 1,01 bar i la seva composició % màssica és:

- 5,90 % CO<sub>2</sub>.
- 89,80 % N<sub>2</sub>.
- 4,30 % H<sub>2</sub>O.

El cabal de solució aquosa de la amina és de 3.600 tn/h i la seva composició màssica és:

- 29,00 % MEA,
- 5,50 % CO<sub>2</sub> i
- 6,55 % H<sub>2</sub>O.

Totes les dades utilitzades per a realitzar la simulació: composició de les corrents, cabal màssic de les corrents, dimensions i rendiment dels equips, es prenen de la simulació del cas base de la referència (26).

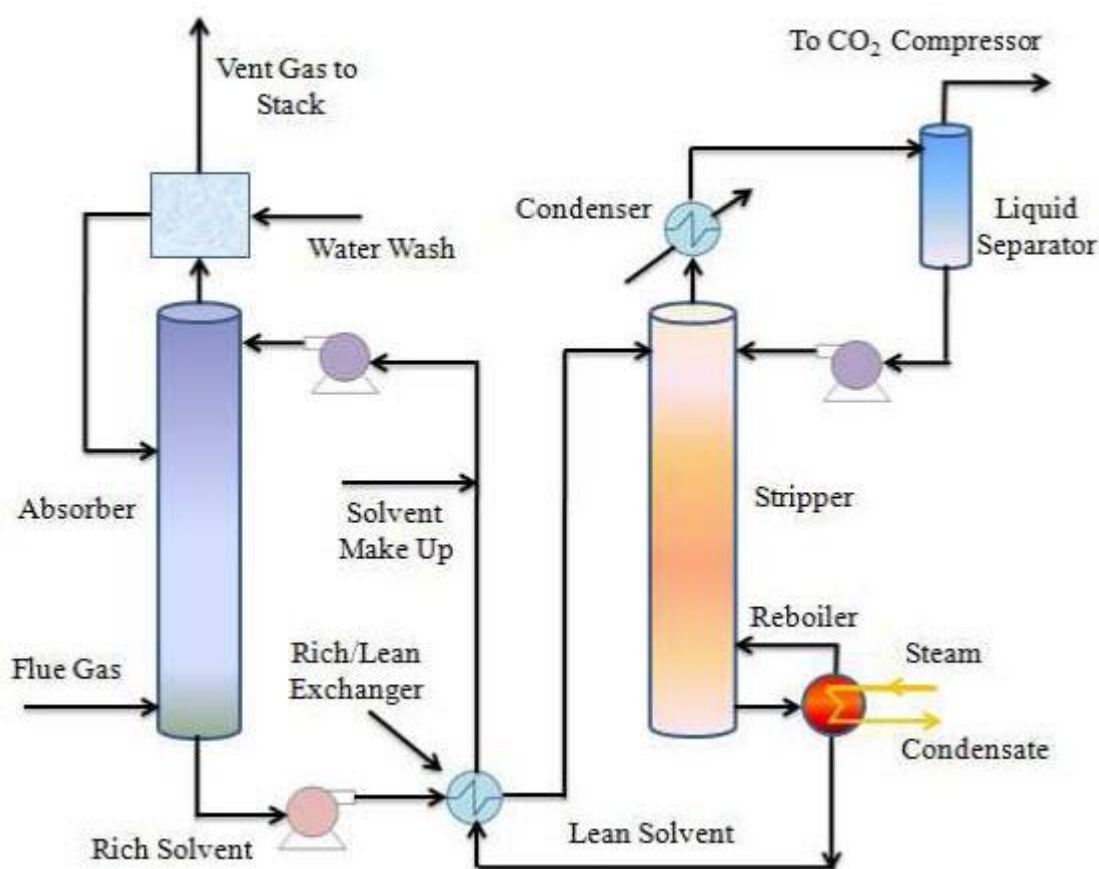
Com es comenta en l'apartat d'objectius del projecte, es realitza la simulació amb la finalitat d'obtenir les dades del procés necessàries per tal d'estudiar els costos i fer un estudi de viabilitat econòmica, energètica i mediambiental. Així doncs, es realitza una simulació simplificada del procés i no s'entra en detall de tots els elements que es necessitarien en un cas real.

## 2.2. Descripció del procés

En aquesta secció es desenvolupa una descripció general del procés d'absorció de CO<sub>2</sub> mitjançant una solució aquosa de l'amina MEA.

Es dissenya el procés de captura a partir del corrent descrit sense considerar l' utilització posterior del CO<sub>2</sub> recuperat. Tampoc es considera l'etapa posterior de compressió que adequa el CO<sub>2</sub> per a poder ser transportat en canonades.

L'esquema bàsic del procés d'absorció es mostra en la següent figura:



Il·lustració 15: Esquema bàsic del process d' absorció (22).

Els elements principals del procés són les columnes d'absorció i de desabsorció, també anomenada columna de regeneració.

En algunes ocasions, al gas d'entrada a la columna d'absorció se li ha de realitzar un pretractament per eliminar part de l'aigua continguda en ell. Les columnes d'absorció tenen major rendiment si el gas entra a pressions més elevades, però, depenent del contingut de vapor d'aigua en el gas, en augmentar la pressió, el vapor pot condensar i el corrent es tornar parcialment líquid. Quan això succeeix, és necessari separar l'aigua condensada del corrent de gas abans de ser introduïda en la columna d'absorció.

El contingut de  $\text{CO}_2$  en el gas d'entrada varia segons d'on prové. Per exemple, les turbines de gas produeixen gasos de combustió amb aproximadament 3 % molar de  $\text{CO}_2$ . Les centrals de gas natural i de carbó generen més quantitats  $\text{CO}_2$ , amb gasos de combustió que contenen entre 5-6% i un 10-12% molar de  $\text{CO}_2$ , respectivament.

En la columna d'absorció entren el flux de gas de combustió a tractar i el flux de solució d'amina. Aquests fluxos es mouen a contracorrent al llarg de la columna on la solució aquosa d'amina reacciona amb el  $\text{CO}_2$  formant compostos químics gràcies a una sèrie de reaccions que fan que el  $\text{CO}_2$  contingut en el corrent de gas quedi absorbit pel dissolvent i surti en forma de líquid per la part inferior de la columna. Per la part superior de la columna haurà de sortir en forma de gas el  $\text{CO}_2$  que no s'ha absorbit i vapor d'aigua. L'objectiu de la columna d'absorció és que el dissolvent absorbeixi la màxima quantitat de  $\text{CO}_2$  possible, i per tant, que la quantitat de  $\text{CO}_2$  que surti en forma de gas, per la part superior, sigui mínima. La forma més comuna d'oferir àrea de contacte per a la transferència de massa és l'ús de columnes de farciment.

El gas que surt per la part superior de la columna en la majoria dels casos es pot llençar directament a l'atmosfera sense necessitat de cap altre tractament, això permet que la columna d'absorció pugui operar a pressions properes a l'atmosfèrica.

El corrent ric en amina i  $\text{CO}_2$  absorbit ha de guanyar pressió i escalfar-se abans d'introduir-se en la columna de desabsorció o també anomenada de regeneració. En aquesta segona columna el dissolvent ric en  $\text{CO}_2$  entra per la part superior de la columna i flueix de manera descendent entrant en contacte amb el vapor generat en el calderí que flueix a contra corrent de forma ascendent. El vapor i els vapors de dissolvent formats flueixen cap a la part superior de la columna i condensen al mateix temps que el  $\text{CO}_2$  és alliberat i el dissolvent és escalfat.

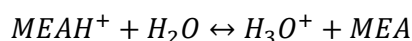
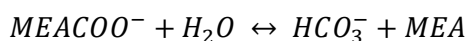
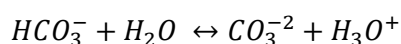
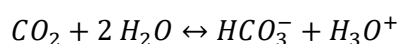
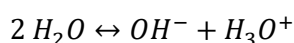
Es necessita una gran quantitat d'energia per tal de generar el vapor del calderí, normalment aquesta energia es proporciona mitjançant vapor d'aigua a elevada pressió saturat que es fa condensar.

La columna de regeneració acostuma a operar a pressions més elevades que la d'absorció degut a dues raons. En primer lloc, el CO<sub>2</sub> purificat normalment necessita un posterior processament o transport. En segon lloc, una pressió més alta implica temperatures més altes (110-1.200 °C) i el CO<sub>2</sub> té una calor d'absorció en MEA aproximadament del doble que l'aigua. Com a conseqüència de la relació termodinàmica Clausius-Clapeyron, la pressió de vapor del CO<sub>2</sub> augmenta amb la temperatura més ràpidament que la pressió de vapor de l'aigua (21).

El corrent líquid de sortida de la columna de desabsorció contindrà gairebé tot el dissolvent introduït a l'inici del procés degut a que s'ha regenerat. Una part d'aquest dissolvent es perd durant el procés i ha de ser introduït altre cop. Aquesta regeneració significa un gran estalvi de dissolvent en el procés global. El corrent líquid de sortida es refreda i serà el nou corrent de dissolvent d'entrada en la columna d'absorció.

Per dalt de la columna de desabsorció sortirà el vapor no condensat i el CO<sub>2</sub> en forma de gas. La columna té un condensador que permet que l'aigua es condensi i es retorni a la columna. Sense aquest condensador, el corrent de sortida de la part superior de la columna tindria molta més quantitat d'aigua per tant la puresa de CO<sub>2</sub> d'aquest corrent seria menor. L'objectiu en aquesta etapa del procés és que surti la major quantitat de CO<sub>2</sub> en forma gasosa per la part superior de la columna i amb la major puresa possible i que es recuperi tota la quantitat de MEA.

Les reaccions que ocorren en ambdues columnes depenen del tipus de dissolvent i del tipus de corrent de gasos d'entrada en cada cas. Les principals reaccions en el cas de l'absorció de CO<sub>2</sub> mitjançant una solució de MEA són:



Com s'observa, les reaccions produïdes són d'àcid-base. Totes són reaccions reversibles i es troben en un costat o en un altre segons la seva constant d'equilibri (25). En **A.1.1. Reaccions**, es pot veure el detall de totes les reaccions que succeeixen en la simulació.

Posteriorment, el corrent de gas ric en CO<sub>2</sub> obtingut de la columna de desabsorció es fa passar per un separador per eliminar la quantitat d'aigua que quedi.

## 2.3. Descripció de l'eina

El procés de captura de CO<sub>2</sub> ha estat implementat amb el software de simulació de processos químics Aspen HYSYS V8.8.

Aspen HYSYS és una eina de modelatge de processos líder en el mercat per al disseny conceptual , optimització, planificació empresarial, gestió d'actius i la monitorització del rendiment de la producció de petroli i gas , processament de gas , refinament de petroli, i en les indústries de separació d'aire (28).

Fins fa pocs anys el seu major competidor era el software Aspen Plus, sent aquest més realista alhora de realitzar simulacions de més complexitat i amb unes metodologies més robustes però alhora molt menys intuïtiu. Recentment Aspen Tech ha comprat HYSYS aportant a ambos simuladors els punts forts de l'altre i HYSYS ha passat a dir-se Aspen HYSYS.

El software ofereix una completa base termodinàmica per al càlcul precís de les propietats físiques ,de transport, i el comportament de fases per a les indústries de petroli i gas i refinació. El paquet termodinàmic escollit en aquest projecte per a modelar i simular el procés és el paquet anomenat "Acid Gas" tal i com es descriu en l'apartat següent.

Fins fa una anys, l'exactitud de la majoria dels models termodinàmics disponibles en Aspen HYSYS per a un procés que contingues: aigua / amina / oxigen / nitrogen / hidrocarburs / CO<sub>2</sub>, es trobava força limitada, per tant resultava complicat realitzar una simulació que pogués representar la realitat. Per tal de fer front a aquesta limitació, al 2.013 es va implementar un nou paquet de treball (Fluid Package) dissenyat específicament per al tractament de gasos, anomenat "Acid Gas". En concret per a tractar gasos que continguin aigua, CO<sub>2</sub> i compostos de sulfur (29).

Per a veure amb més detall totes les funcionalitats que l'eina pot oferir consultar bibliografia (28).

## 2.4. Descripció del model

En aquest apartat es descriu el model utilitzat per tal de simular el procés d'absorció de CO<sub>2</sub> a partir de la composició i el cabal de gasos d'alimentació escollits.

A l'hora de simular un procés químic s'ha de considerar quines dades seran necessàries. La informació necessària es pot classificar en dades termodinàmiques i propietats dels components.



Amb caràcter general, les dades termodinàmiques són:

- Valors de les constants d'equilibri per a resoldre balanços de matèria.
- Entalpies per a resoldre balanços d'energia.
- Entropies per a resoldre compressors i turbines.
- Energia lliure per a resoldre l'equilibri químic.
- Volum molar i propietats de transport per a calcular el dimensionat dels equips.

Les propietats dels components que s'hauran d'estimar són:

- Propietats dels components purs: pressió de vapor, calor de vaporització etc.
- Propietats de mescles: densitat, viscositat etc.
- Equilibri entre fases (Líquid-Vapor, Líquid-Líquid i Vapor Líquid-Líquid).

En el cas present, les propietats dels components es troben ja estimades en la base de dades del simulador utilitzat, Aspen HYSYS, i les dades termodinàmiques es calculen segons el model termodinàmic escollit.

#### **2.4.1. Model termodinàmic**

Aspen HYSYS disposa de diversos models termodinàmics per al càlcul de les propietats termodinàmiques dels fluids presents en el procés.

Els models termodinàmics són models matemàtics que s'utilitzen per a representar, principalment, el comportament de l'equilibri entre fases i el càlcul d'entalpies, tant dels components purs com de les mescles presents.

El paquet termodinàmic "Acid Gas" fa ús del model "Electrolyte NRTL (Non-Random Two-Liquid)" per a calcular les propietats termodinàmiques dels electròlits i de la equació d'estat Peng Robinson per a calcular les propietats de la fase gas.

El model "Electrolyte NRTL" es tracta d'un model que representa la no idealitat de la fase líquida mitjançant l'equació de l'energia de Gibbs per a sistemes aquosos i mescles d'electròlits en tot l'interval de concentracions des de dissolvents purs a solucions saturades. Conté totes les reaccions d'equilibri de fases i cinètiques necessàries per a realitzar els rigorosos càlculs necessaris del procés. Per tant, el model termodinàmic escollit determina les reaccions que van a ocórrer durant el procés segons els components presents (30).

Per tal de modelar els processos d'absorció i de desabsorció que succeeixen en les columnes, el paquet termodinàmic "Acid Gas" disposa de dues aproximacions: "Advanced" o "Efficiency based". El model avançat, "Advanced" és més precís en un ampli rang de condicions d'operació però alhora requereixen l'especificació de molts més paràmetres. Per aquesta raó de simplicitat s'ha escollit el model basat en l'eficiència, "Efficiency based" que assumeix l'existència d'equilibri de fases en les mescles líquid-vapor en tots els plats de la columna, incloent el calderí. Aquest model només considera les equacions de massa, entalpia i equilibri i realitza els càlculs d'equilibri de fases mitjançant models convencionals d'equilibri.

Adicionalment, per a tenir en compte que en la realitat el vapor que surt de cada plat no es troba en equilibri amb el líquid, el model escollit assigna una eficiència de Murphree al  $\text{CO}_2$ , l'aigua i la temperatura (31).

El model també té la capacitat de modelar la degradació de l'amina deguda a la calor de formació de la sal estable.

Les limitacions que presenta aquest paquet termodinàmic són:

- És necessari incloure els components  $\text{CO}_2$  i  $\text{H}_2\text{S}$  en els corrents d'entrada, tot i que posteriorment es pot assignar una concentració nul·la en qualsevol d'aquests components.
- El model basat en l'eficiència és insuficient en algunes situacions per a sistemes que treballen amb amines perquè no pot extrapolar-se en condicions que no han estat ajustades amb dades experimentals.

El paquet termodinàmic "Acid Gas" també contempla els efectes cinètics en les velocitats de transferència de massa, en particular en la fase líquida i incorpora models de transferència de massa i calor a través d'interfícies (29).

#### 2.4.2. Hipòtesis

Per tal de reduir la complexitat del sistema a resoldre s'han considerat una sèrie d'hipòtesis.

Aquestes són:

- El procés es realitza en estat estacionari.
- Es realitzen els balanços de matèria i energia del procés.
- No es considera el pretractament del gas abans d'entrar a la columna d'absorció.
- Es considera que el procés d'absorció és adiabàtic.
- El límit més alt de concentració de MEA en aigua és del 29,00 % en pes, per evitar la corrosió dels equips.

- El corrent d'entrada de gas no conté substàncies contaminants com NO<sub>x</sub> i SO<sub>x</sub> (la presència d'aquestes evita la regeneració i augmenten la quantitat de pèrdues de MEA) (26).
- Totes les reaccions de les columnes d'absorció i desabsorció es realitzen en l'estat d'equilibri i tenen lloc en la fase líquida.
- El calderí del desabsorbidor roman en equilibri líquid-vapor.
- Es considera que no hi ha pèrdues de càrrega en les diferents unitats d'operació.
- La pressió de treball que s'utilitza és propera a l'atmosfèrica, contrastada segons les fonts bibliogràfiques, per minimitzar els riscos derivats de treballar a altes pressions, ja que es poden provocar explosions quan les pressions són molt elevades (16).
- La bomba és adiabàtica i presenta un rendiment del 75 %.
- El compressor és adiabàtic i presenta un rendiment del 75 %.
- El rendiment de la caldera és del 85 %.
- El rendiment de la bomba i compressor és del 90%.

### 2.4.3. Paràmetres del procés

Per tal de simular el procés descrit s'especifiquen una sèrie de paràmetres. Com ha estat comentat a l'inici del capítol, tots aquets paràmetres s'extrauen de la referència (26).

Símbol	Descripció	Valor	Unitats
$F_{\text{gas } 0}$	Flux màssic d'entrada del gas al compressor	3.073,00	Tn/h
$T_{\text{gas } 0}$	Temperatura d'entrada del gas al compressor	100,00	°C
$P_{\text{gas } 0}$	Pressió d'entrada del gas al compressor	1,01	bar
$E_c$	Compressor - Eficiència adiabàtica	75,00	%
$T_{\text{gas } 1}$	Temperatura d'entrada del gas al refredador 1	125,60	°C
$P_{\text{gas } 1}$	Pressió d'entrada del gas refredador 1	1,21	bar
$T_{\text{gas } 2}$	Temperatura d'entrada del gas a l'absorbidor	60,00	°C
$P_{\text{gas } 2}$	Pressió d'entrada del gas a l'absorbidor	1,21	bar
$F_{\text{MES}}$	Flux màssic d'entrada de solució d'amina	3.600,00	tn/h
$x_{\text{MEA},i}$	Percentatge màssic del component i a l'entrada de la solució d'amina: MEA, H <sub>2</sub> O, CO <sub>2</sub>	29,00 – 6,55-5,50	%
$T_{\text{sol}}$	Temperatura d'entrada de la solució de MEA	51,21	°C
$P_{\text{sol}}$	Pressió d'entrada de la solució de MEA	1,05	bar
$x_{\text{gas},i}$	Percentatge màssic del component i a l'entrada del gas: H <sub>2</sub> O, CO <sub>2</sub> , N <sub>2</sub>	4,30 – 5,90 – 89,80	-
$N_{\text{abs}}$	Col. Abs. - Plats	40	-
$P_{\text{abs}1}$	Col. Abs. - Pressió plat 1	1,05	bar

$P_{abs}$	Col. Abs. - Pressió plat n	1,21	bar
$D_{abs}$	Col. Abs. - Diàmetre plat	8,00	m
$S_{abs}$	Col. Abs. - Espai entre plats	0,50	m
$T_{leanin}$	Temperatura d'entrada a la columna de desabsorció	101,00	°C
$P_{leanin}$	Pressió d'entrada a la columna de desabsorció	2,50	bar
$P_{abs1}$	Col. Desabs. - Pressió condensador	2,00	bar
$P_{absn}$	Col. Desabs. - Pressió calderí	1,05	bar
$N_{desabs}$	Col. Desabs. - Plats	43+ condensador + calderí	-
$D_{abs}$	Col. Desabs. - Diàmetre plat	6,00	m
$S_{abs}$	Col. Desabs. - Espai entre plats	0,40	m
$T_{reb}$	Col. Desabs. - Temperatura en el calderí	120,00	°C
$R_{ratio}$	Col. Desabs-Relació de reflux	0,40	
$E_p$	Bomba - Eficiència adiabàtica	75,00	%
$T_{sep}$	Temperatura d'entrada a la columna de separació	40,00	°C
$P_{sep}$	Pressió d'entrada a la columna de separació	1,01	bar
$H_{sep}$	Col. Separació- Altura	10,00	m
$D_{se}$	Col. Separació- Diàmetre	4,00	m

**Taula 1:** Paràmetres del modelat i simulació del procés d'absorció de CO<sub>2</sub> estudiat.

## 2.5. Descripció dels equips

Tant bon punt s'ha realitzat la descripció general del procés simulat i de l'eina i d'especificar els paràmetres necessaris per a tal finalitat s'especifiquen els equips utilitzats en la simulació.

La finalitat d'aquesta secció és fer una breu descripció de la utilitat de cada equip per tal d'entendre millor la simulació i els càlculs que vindran a posteriori. Atès que la descripció del procés s'ha fet de manera general, aquesta secció serveix alhora per a entrar una mica més en detall en el procés simulat en qüestió i conèixer que succeeix en cada etapa del procés.

Entre cometes s'indica el nom que té l'equip en la simulació a fi de poder ser identificat amb més facilitat en l'esquema de la **II·lustració 16**.

- Compressor:

El flux de gasos a tractar passa primer de tot per un compressor on s'augmenta la seva pressió i temperatura per tal d'obtenir la força impulsora necessària per tal de ser transportat fins als següents equips. L'augment de pressió a proporcionar-se en el compressor està directament relacionat amb la pressió de treball de la columna d'absorció. Per tant, com més pressió treballi la columna d'absorció més energia consumirà el compressor. A més a més, la columna d'absorció és més eficaç si el gas entra a pressió més alta que l'atmosfèrica.

- Refredador 1 (Cooler 1):

És un bescanviador de calor que té la funció de refredar el flux de gasos de combustió a tractar que provenen de la PP a elevada temperatura fins a una temperatura idònia per al funcionament de la columna d'absorció mitjançant aigua de refrigeració.

- Columna d'absorció (Absorber):

El funcionament del equip ja s'ha descrit amb força detall en la secció **2.2**. Fent un resum, és la columna on entren en contacte el gas a tractar a la temperatura i pressió adequades i la solució aquosa de MEA amb l'objectiu de que el CO<sub>2</sub> s'absorbeixi en la dissolució i surti com a producte líquid per la columna, i la resta de gasos presents en el flux inicial surtin per dalt de la columna.

- Bomba 1 (Pump 1):

Aquesta bomba té la finalitat d'augmentar la pressió del flux que surt de la columna d'absorció, la solució d'amina amb el CO<sub>2</sub> absorbit, per tal de poder ser transportat fins a la columna de desabsorció. Addicionalment, elevar la pressió del flux d'entrada al desabsorbidor també augmenta l'eficàcia d'aquest.

- Columna de regeneració o desabsorció (Regenerator):

Com en el cas que la columna d'absorció, el funcionament del equip ja s'ha descrit amb força detall en la secció **2.2**. En aquesta columna el CO<sub>2</sub> es desabsorbeix de la solució d'amina i surt en forma de gas per la part superior de la columna i l'amina es regenera i es recupera per la part inferior per tal de ser recirculada i introduir-se de nou en la columna d'absorció.

Convé destacar que és l'equip més sensible als paràmetres definits per al seu funcionament. Presenta dos graus de llibertat i el programa deixa escollir-los d'entre una llista de variables. Una mala elecció del valor de qualsevol de les variables farà que la columna no pugui convergir i per tant no arribar a una solució.

Com ja s'ha comentat en varies ocasions, l'inconvenient que té l'ús de dissolvents d'amines és que tot i proporcionar una elevada solubilitat i alhora permetre una baixa pressió parcial de  $\text{CO}_2$  requereixen molta energia per tal de revertir la reacció i regenerar l'amina.

El consum d'energia calorífica produït en el calderí de la columna de desabsorció és molt dependent de la pressió i temperatura del flux que entra a la columna, el plat per on entra aquest flux, la pressió del plat on es troba el calderí i el percentatge de fase vapor que presenta el flux d'entrada a la columna.

- Bescanviador de calor (HX):

És un aparell que té com a propòsit transferir calor sensible des del flux de la solució regenerada d'amina que surt de la columna de desabsorció a elevada temperatura, fins a el flux de solució d'amina que surt de la columna d'absorció a una temperatura molt més baixa i que necessita escalfar-se abans d'entrar a la columna de desabsorció per a regenerar-se i alliberar el  $\text{CO}_2$  que té dissolt.

El grau de recuperació d'energia es quantifica per el terme temperatura mínima d'aproximació que es defineix com la diferència més petita entre la corrent calenta que entra i la corrent freda que surt. Com menor sigui aquesta diferència, major serà la calor recuperada en el bescanviador però alhora també augmentarà l'àrea necessària per a l'intercanvi de calor.

- MAKE UP:

Degut a les altes condicions de temperatura al calderí i les reaccions que es produeixen en l'absorbidor a causa de la presència de contaminants en el gas de combustió, les impureses en la solució d'amina s'acumulen amb el temps. Aquestes reduiran la concentració d'amina eficaç i per tant el rendiment de la solució, a més es pot produir un embrutiment excessiu de la solució i dels equips.

Per tal de fer front a aquest inconvenient s'utilitza una unitat recuperadora, anomenada MAKE UP, que calcula les pèrdues d'amina i aigua ocasionades en el procés i les introdueix alhora que elimina les impureses.

Els productes de rebuig són típicament productes d'alt pes molecular originats en la degradació de components orgànics, sals inorgàniques i salts estables a elevades temperatures (26).

- Refredador 2 (Cooler 2):

El flux de gas que surt de la columna de desabsorció i que conté principalment CO<sub>2</sub> i vapor d'aigua es refreda per tal de ser introduït en la columna de separació posterior. Es refreda fins a una temperatura suficient per tal de que part del vapor d'aigua condensi i es torni líquid.

- Columna de separació (Separator):

La columna de separació té com a objectiu separar l'aigua del CO<sub>2</sub> provinents de la columna de desabsorció. La separació es produeix gràcies a que amb anterioritat s'ha refredat el flux a tractar i la major part de l'aigua s'ha tornat líquida. Així doncs es produeix la separació de fases introduint el flux bifàsic en la columna de separació sense la necessitat de l'actuació de cap element extern.

La separació de l'aigua del CO<sub>2</sub> és essencial per a varies raons.

1. Assolir el % de puresa de CO<sub>2</sub> desitjada al final del procés.
2. Evitar que en el posterior tractament de compressió que se li haurà de fer al CO<sub>2</sub> per tal de ser transportat entri aigua líquida als compressors.





## 2.6. Resultats de la simulació

Un cop introduït el model simulat es mostren i els resultats obtinguts i l'esquema de la simulació realitzada.

Per a realitzar la simulació amb èxit els paràmetres especificats han de ser aquells per permetin que totes les columnes i recicles convergeixen i els càlculs que hi ha darrere de cada flux i cada equip es puguin resoldre sense violar cap de les lleis termodinàmiques que regeixen cada etapa del procés. Un exemple on la simulació finalitzaria amb error seria que entres un flux bifàsic dins un compressor.

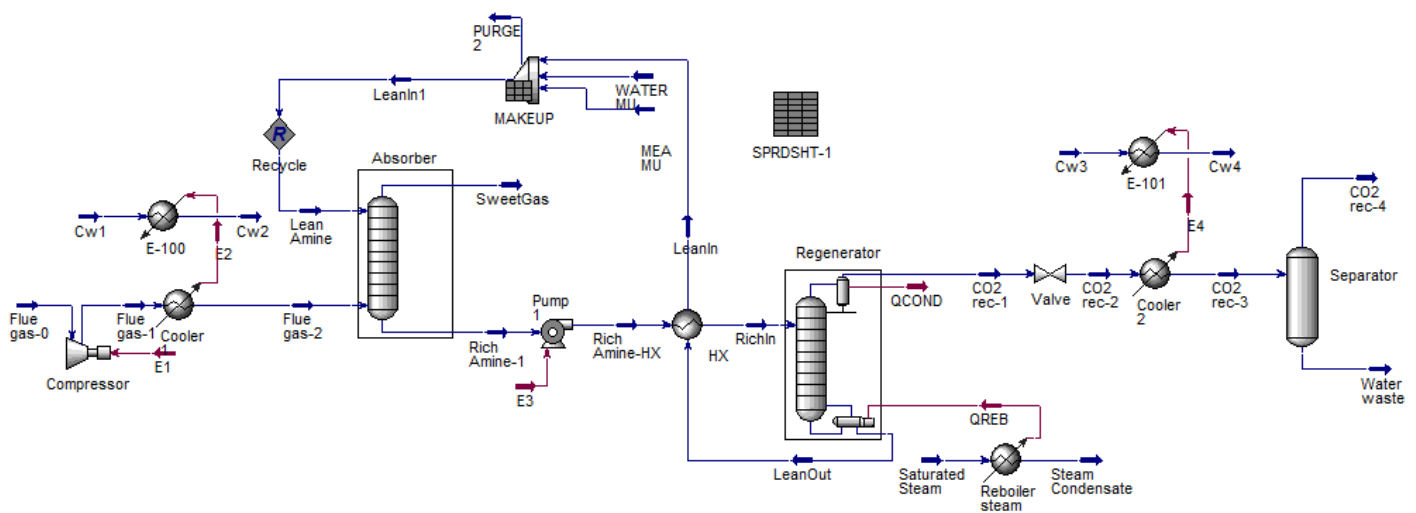
El resultat principals de la simulació a efectes de kg de CO<sub>2</sub> absorbits es resumeix en la següent taula:

Indicador	Valor
Flux entrada CO <sub>2</sub> (kg CO <sub>2</sub> /h)	181.307,00
Flux sortida CO <sub>2</sub> (kg CO <sub>2</sub> absorbits/h)	153.915,92
% de kg CO <sub>2</sub> absorbits	84,89
Energia del calderí (MW)	131,60
Energia del calderí (kJ/kg CO <sub>2</sub> absorbit)	3.077,68
Energia regeneració MEA (kJ/kg MEA)	454,10

**Taula 2:** Resultat de la simulació del procés d'absorció de CO<sub>2</sub>.

En conseqüència el 85 % aproximadament dels kg de CO<sub>2</sub> que entren en la planta s'absorbeixen i el 15 % es perden durant el procés, principalment s'escapen amb els gasos sortints de la columna d'absorció.

En la següent, **Il·lustració 16** es mostra l'esquema de la simulació del procés obtingut un cop introduïts correctament tots els paràmetres necessaris.



Il·lustració 16: Esquema de la simulació del procés (Elaboració pròpia).

## 2.7. Validació del model

A partir dels resultats obtinguts en la simulació i amb motiu de validar el model simulat es realitzen una sèrie de comprovacions.

En primer lloc es comprova que el flux de gas a tractar és coherent tenint en compte que prové d'una planta de cicle combinat amb una potència nominal de 500 MW.

A partir del valor del factor d'emissió d'una central de cicle combinat de 0,38 tn CO<sub>2</sub>/MWh (32) i considerant que la planta treballa 8.000 hores l'any, es calcula les tones de CO<sub>2</sub> que s'estima que hauria d'emetre la central en un any en produir aquets 500 MW d'energia elèctrica. Es té en compte que 1 MW és igual a 1 MJ/s.

$$\begin{aligned}
 \text{tn CO}_2 \rightarrow 500 \text{ MW} &= 500 \frac{\text{MJ}}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{ MWh}}{3.600 \text{ MJ}} \cdot 3.600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \cdot 8.000 \frac{\text{h}}{\text{any}} \cdot 0,38 \cdot \frac{\text{tonCO}_2}{\text{MWh}} \\
 &= 1.520.000 \frac{\text{tonCO}_2}{\text{any}}
 \end{aligned} \quad (\text{Eq.1})$$

El resultat és 1.520.000 tones de CO<sub>2</sub> emeses en un any en produir 500 MW d'energia elèctrica. Similarment, la planta simulada tracta 1.450.456 tones de CO<sub>2</sub> a l'any. Així doncs és conclou que el flux a tractar provinent de la central de generació elèctrica és coherent a la quantitat d'energia produïda.

### 2.7.1. Balanços de matèria i energia

En segon lloc, per tal de veure si es compleixen les lleis de conservació de matèria i d'energia del sistema es calculen els balanços i es mira la diferència entre les corrents d'entrada i les de sortida del sistema. Que es conservi la massa significa que tota la massa que entra en el sistema ha de ser igual a tota la massa que surt perquè la matèria ni es crea ni es destrueix, només es transforma i el mateix passa amb l'energia.

Aquesta diferència entre el total dels fluxos d'entrada i el total de fluxos de sortida es calcula amb les següents fórmules:

$$\text{Desequilibri} = \text{Total Fluxos de sortida} - \text{Total fluxos d'entrada} \quad (\text{Eq.2})$$

$$\text{Desequilibri relatiu} = \left( \frac{\text{Desequilibri}}{\text{Total Fluxos d'entrada}} \right) \cdot 100 \quad (\text{Eq.3})$$

Balanç de matèria:

Corrent d'entrada	Flux màssic (kg/h)	Corrent de sortida	Flux màssic (kg/h)
WATER MU	180.539,34	PURGE 2	0,00
MEA MU	749,33	SweetGas	3.074.267,71
Flue gas-0	3.073.000,00	Water waste	21.044,23
Saturated Steam	227.223,75	CO2 rec-4	158.976,74
Cw1	3.493.267,59	Steam Condensate	227.223,75
Cw3	998.076,45	Cw2	3.493.267,59
		Cw4	998.076,45
<b>TOTAL</b>	<b>7.972.856,46</b>		<b>7.972.856,46</b>
<b>Desequilibri</b>	<b>0,00</b>		
<b>Desequilibri relatiu (%)</b>	<b>0,00</b>		

**Taula 3:** Balanç de matèria del procés.

## Balanç d'energia:

Corrent d'entrada	Flux energia (MJ/h)	Corrent de sortida	Flux energia (MJ/h)
WATER MU	-2.847.113,69	PURGE 2	0,00
MEA MU	-3.259,88	QCOND	85.379,75
E3	561,96	SweetGas	-3.991.525,18
Flue gas-0	-3.149.625,77	Water waste	-332.411,78
E1	84.257,26	CO2 rec-4	-1.441.704,47
Saturated Steam	-2.996.863,84	Steam Condensate	-3.470.682,70
Cw1	-55.346.583,90	Cw2	-55.130.461,64
Cw3	-15.813.309,69	Cw4	-15.754.612,95
<b>TOTAL</b>	<b>-80.071.937,55</b>		<b>-80.036.018,99</b>
<b>Desequilibri</b>	<b>35.918,56</b>		
<b>Desequilibri relatiu (%)</b>	<b>-0,04</b>		

Taula 4: Balanç d'energia del procés.

La teoria diu que els balanços de matèria i d'energia hauríem de ser zero per tal de complir els principis fonamentals de conservació de la matèria i de l'energia. Fent una ullada als balanços s'observa que segons la tolerància especificada en el simulador el balanços presenten un desequilibris molt petits. En el cas del balanç de matèria és tant petit que no s'observa amb el número de xifres significatives escollides. Això és degut a que el mètode de càlcul del simulador és un mètode iteratiu conseqüentment el resultat depèn de la tolerància especificada. Per tant, tenint en compte que els valors dels desequilibris obtinguts són baixos es toleren aquests desequilibris i es determina que es compleixen les lleis de conservació de matèria i d'energia.

### 2.7.2. Comparació de resultats

Per acabar, es compara el resultat obtingut en la simulació amb l'obtingut en l'article de referència on es tracta el mateix gas amb les mateixes condicions d'operació.

	Simulació	Article referència
Kg CO <sub>2</sub> absorbits (kg/h)	153.915,92	154.110,95
% CO <sub>2</sub> absorbit	84,89	85,00
Energia del calderí (MW)	131,60	154,20
Energia del calderí (kJ/kg CO <sub>2</sub> absorbit)	3.077,68	3.610,00
Càrrega de MEA (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	0,24	0,26

Taula 5: Comparació de la simulació amb article de referència.

S'observa que el resultat obtingut en la simulació es força similar al obtingut en l'article de referència. La principal diferència es troba en el consum d'energia del calderí que és lleugerament inferior en la simulació que en l'article de referència. Així doncs és conclou que la simulació té un comportament molt similar a l'article de referència on es tracta la mateixa quantitat de CO<sub>2</sub> en les mateixes condicions d'operació.

Les diferència observades es deuen principalment a que en l'article de referència s'utilitza una versió del software de simulació més antiga i un mètode de resolució dels equilibris diferent. En l'article de referència s'opta per el mètode "Advanced" i en la simulació amb en "Efficiency based", ambdós comentat en l'apartat **2.4**. En aquest cas, l'ús d'un mètode de càlcul d'equilibris més simple resulta en un major percentatge de CO<sub>2</sub> absorbit i un menor consum d'energia en el calderí.

Per tal de validar amb més profunditat els valors obtinguts en ambos casos, es comparen amb altres articles de la bibliografia.

Per una banda veiem que les càrregues de MEA de 0,24 i 0,26 es poden considerar valors raonables tenint en compte que la formació de carbamats estables provoca una limitació de càrrega estequiomètrica de 0,5 mol CO<sub>2</sub> per cada mol d'amina (33).

Per altra banda es compara l'energia del calderí, un dels indicadors de rendiments clau més utilitzat en els projectes d'absorció, amb un altre article on es tracta un flux de gas similar. El valor obtingut en aquest cas és de 3.650 kJ/kg CO<sub>2</sub> absorbit, valor molt similar als obtinguts en el projecte i el cas de referència (34). En aquest article també es comenta que el valors trobats en la literatura són propers a 4.000 kJ/kg CO<sub>2</sub> absorbit.

A partir de les dades presentades en aquest punt, s'observa que els valors calculats són coherents amb les dades de la bibliografia, i es pren els resultats de la simulació com a vàlids per a continuar amb els següents apartats del projecte.

### 3. Costos energètics

En aquest apartat es calculen els costos energètics de la planta d'absorció estudiada considerant els consums energètics d'aquesta. Els consums energètics es calculen a partir de les demandes energètiques del procés i de l'eficiència dels equips emprats.

Es té present que el simulador no té en compte els rendiments dels equips i suposa un rendiment del 100 % en tots els casos, per tant els requeriments energètics obtinguts en el simulador representen valors teòrics. Per tal de calcular el consum d'energia s'associa un rendiment als equips perquè en la realitat cap equip té un rendiment del 100 % i el seu consum energètic real acaba sent més gran que la demanda teòrica.

Així doncs es fa la distinció entre demanda i consum energètic. Ambdues es troben relacionades per la següent equació:

$$Consum = \frac{Demanda}{\eta} \quad (\text{Eq.4})$$

On:

- $\eta$ : rendiment del equip.

Tal i com s'ha comentat en l'apartat **2.4.2**, el rendiment de la caldera s'assumeix del 85 % mentre que el rendiment del compressor i de la bomba del 90 % (35).

La planta, per a realitzar la seva activitat, necessita dos tipus d'energia: energia tèrmica i energia elèctrica. L'energia tèrmica es diferencia en energia tèrmica utilitzada per a escalfar i energia tèrmica utilitzada per a refredar. L'energia tèrmica utilitzada per a escalfar un fluid del procés s'anomenarà energia tèrmica calenta i l'energia tèrmica utilitzada per a refredar un fluid del procés energia tèrmica freda.

En la següent taula es defineix quin tipus d'energia utilitza cada equip del procés:

Equip	Tipus d'energia
Compressor	Elèctrica
Bomba	Elèctrica
Columna de desabsorció	Tèrmica calenta
Refredadors	Tèrmica freda

**Taula 6:** Tipus d'energia utilitzada per a els equips del procés estudiat.

Així doncs el consum energètic total de la planta d'absorció de CO<sub>2</sub> és:

$$CE_{total} = C_{elèctrica} + C_{tèrmica freda} + C_{tèrmica calenta} \quad (\text{Eq.5})$$

On:

- CE<sub>total</sub>: consum energètic total de la planta.
- C<sub>elèctrica</sub>: consum d'energia elèctrica.
- C<sub>tèrmica freda</sub>: consum d'energia tèrmica calenta.
- C<sub>tèrmica calenta</sub>: consum d'energia tèrmica freda.

Per a poder calcular el consum total d'energia de la planta s'ha de tenir tota l'energia en una mateixa unitat equivalent per tant es converteix l'energia tèrmica a energia elèctrica seguint els criteris explicats a continuació.

Per una banda es considera que el cost energètic associat a refredar és menyspreable. L'energia tèrmica freda necessària s'extrau d'una corrent d'aigua de refrigeració que es fa passar per a bescanviadors de calor per tal de refredar les corrents del sistema.

Per altra banda, per passar d'energia tèrmica calenta a energia elèctrica es fa la suposició que la calor que necessita el calderí de la columna de desabsorció per a escalfar el fluid en qüestió s'obté cremant gas natural. El software de simulació indica quanta energia tèrmica necessita el fluid per a augmentar la seva temperatura fins al valor desitjat. A partir del PCI del gas natural, del valor d'energia tèrmica necessària i del rendiment de la caldera es calcula el volum de gas natural que s'ha de cremar.

L'energia que necessita el fluid per tal d'escalfar-se des de una temperatura inicial fins a una temperatura final és:

$$Q \left( \frac{kJ}{h} \right) = m \cdot c_p \cdot (T_f - T_i) \quad (\text{Eq.6})$$

On:

- m : Massa el fluid (kg/h).
- T<sub>f</sub>: Temperatura final del fluid (K).
- T<sub>i</sub>: Temperatura inicial del fluid (K).
- c<sub>p</sub>: Capacitat calorífica específica del fluid a pressió constant (kJ/kg·K).

Així doncs, el flux de gas natural a cremar per tal d'obtenir l'energia tèrmica necessària és:

$$m_{GN} \left( \frac{Nm^3}{h} \right) = \frac{Q \left( \frac{kJ}{h} \right)}{PCI \left( \frac{kJ}{Nm^3} \right) \cdot \eta} \quad (\text{Eq.7})$$

Es pren com a valor del PCI del gas natural, en tot el projecte: 10,83 kWh/Nm<sup>3</sup> (36.828 kJ/Nm<sup>3</sup>) (27).

Fent la hipòtesis que aquesta massa de gas natural es crema en una planta de cicle combinat amb un rendiment ( $\eta$ ) del 58 % (36), s'obté l'equivalent en energia elèctrica.

$$E_{elèctrica} = E_{tèrmica} \cdot \eta \quad (\text{Eq.8})$$

### 3.1. Resum de consums

En la següent taula es resumeixen les demandes energètiques dels equips presents en el sistema simulat:

Equip	Tipus energia	Demanda energètica (MJ/h)
Compressor	Elèctrica	84.257,26
Bomba 1	Elèctrica	561,96
<b>TOTAL DEMANDA ENERGIA ELÈCTRICA</b>		<b>84.89,22</b>
Refredador 1	Tèrmica freda	216.122,27
Refredador 2	Tèrmica freda	58.696,74
<b>TOTAL DEMANDA ENERGIA TÈRMICA FREDA</b>		<b>274.819,00</b>
Col. desabsorció	Tèrmica calenta	473.703,22
<b>TOTAL DEMANDA ENERGIA TÈRMICA FREDA</b>		<b>473.703,22</b>

**Taula 7:** Demanda d'energia per equip de la planta d'absorció de CO<sub>2</sub>.

Sabent que la calor de regeneració de la MEA té un valor teòric d'aproximadament 89 kJ/mol CO<sub>2</sub> (34), considerant que la massa molecular del CO<sub>2</sub> és de 44 g/mol i que s'absorbeixen 154.005,78 kg CO<sub>2</sub>/h, s'obté que la demanda energètica tèrmica calenta del calderí de la columna de desabsorció hauria de ser de 311.511,69 MJ/h. Comparant aquest valor amb el valor de demanda energètica obtingut s'observa que són del mateix ordre de magnitud.

Un cop convertida l'energia tèrmica en energia elèctrica es pot calcular quin és el consum total d'energia elèctrica de la planta sumant tots els consums energètics dels equips presents.



Els consums, tal i com s'ha comentat, en el cas dels equips elèctrics (bomba i compressor) es calculen a partir de les demanes energètiques obtingudes com a resultat del modelatge i simulació del procés i fent ús dels rendiments especificats. En el cas de l'energia consumida en la columna d'absorció es realitza la conversió equivalent a energia elèctrica com s'ha comentat anteriorment.

Així doncs el consum d'energia elèctrica per equip queda:

Equip	Consum energia elèctrica (MJ/h)
Compressor	93.619,18
Bomba 1	624,40
Columna de desabsorció	247.747,87
<b>TOTAL CONSUM ENERGIA ELÈCTRICA</b>	<b>368.991,45</b>

**Taula 8:** Consum d'energia elèctrica de la planta d'absorció de CO<sub>2</sub>.

L'energia del calderí representa aproximadament el 74,46 % del total de l'energia que necessita el procés. Per tant, mitjançant la conversió d'energia tèrmica a energia elèctrica s'obté el consum total energètic del procés.

En resum, el consum total d'energia elèctrica expressant en diferents unitats és:

Unitat	Quantitat
MJ/h	368.991,45
MWh/h	102,50
<b>MWh/any</b>	<b>819.981,00</b>

**Taula 9:** Consum total d'energia elèctrica del procés en diferents unitats.

S'ha d'indicar que en el càlcul del consum d'energia del procés no s'ha tingut en compte el consum energètic associat al subministrament de les matèries primeres i les utilitats presents en aquest.

## 4. Costos econòmics

En aquest capítol es realitza un anàlisi dels costos econòmics associats a la planta d'absorció de CO<sub>2</sub> simulada en el capítol 2.

### 4.1. Conjunts de components

A continuació es defineixen els conjunts que s'utilitzaran en els càlculs del següent apartat.

- Components de les corrents del procés:

$$i = \{CO_2, N_2, O_2, H_2O\}$$

- Components dels equips del procés:

$$j \in CU = \{\text{refredadors}, \text{condensadors}\}$$

$$j \in SCP = \{\text{compressors}\}$$

$$j \in HU = \{\text{escalfadors}, \text{calderí}\}$$

### 4.2. Cost de compra dels equips

A continuació es detalla el procediment seguit per al càlcul del cost de compra dels equips ("Equipment Purchase Costs").

Els costos de compra dels equips s'han calculat mitjançant les equacions, taules i índexs de costos indicats en la referència (35).

El càlcul de cada un dels costos es realitza en una fulla de càlcul inclosa en el mateix simulador que permet importar el valor de les variables del procés implicades en cada cas. Això permet que si varia el valor de la variable es modifiqui automàticament el valor del cost de l'equip evitant haver de modificar el valor de manera manual, permetent això reduir l'error de càlcul.

A continuació es detalla el procediment seguit per calcular el cost de compra o adquisició dels equips.

$$EPC = CA + CD + CS + ETC \text{ (€)} \quad (\text{Eq.9})$$

- Cost de compra de les columnes d'absorció (CA) i de desabsorció (CD):

$$CA/CD = C_a + C_e \text{ (€)} \quad (\text{Eq.10})$$

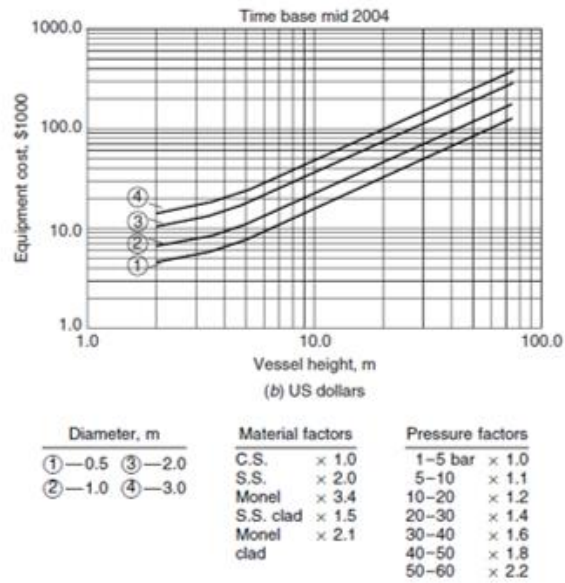
$$C_a = C_v \cdot F_M \cdot F_P \text{ (€)} \quad (\text{Eq.11})$$

$$C_{e,a} = K_p \cdot n \text{ (€)} \quad (\text{Eq.12})$$

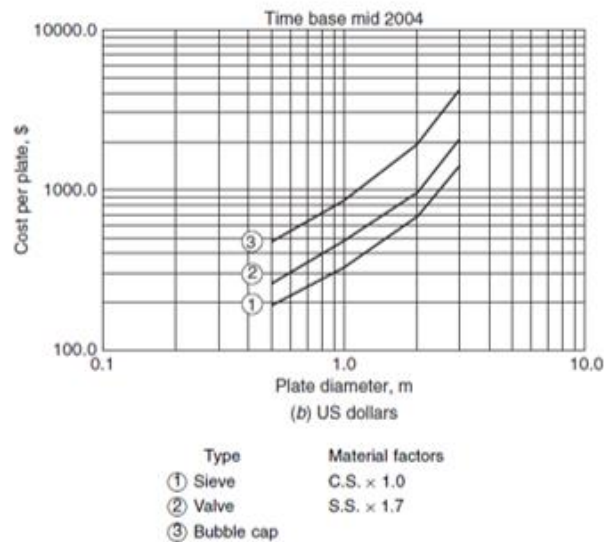
$$H_a = \text{espai entre platos} \cdot n \quad (\text{Eq.13})$$

On:

- C<sub>a</sub>: Cost de compra de l'estructura de la columna.
- C<sub>e</sub>: Cost de compra dels plats.
- C<sub>v</sub>: Cost de compra de la columna buida = Es calcula mitjançant la figura 17 tenint en compte l'alçada de la columna i el diàmetre d'aquesta.
- n: Número de plats.
- K<sub>p</sub>: Cost unitari del plat = Es calcula mitjançant la figura 18 considerant que les columnes són de tamís.
- F<sub>M</sub>: Factor del material de construcció = 2.
- F<sub>P</sub>: Factor per a la pressió = 1.



II-lustració 17: Càlcul del cost de compra de la columna d'absorció buida (35).



II-lustració 18: Cost unitari del plat (35).

En el cas de la columna d'absorció, com que el diàmetre és superior al límit de la gràfica, es realitza una extrapolació per trobar el cost unitari per plat.

- Cost de compra de la columna de separació (CS):

$$CS = C_{SE} + C_{P,SE} \text{ (€)} \quad (\text{Eq.14})$$

$$C_{SE} = C_{v,SE} \cdot F_M \cdot F_P \text{ (€)} \quad (\text{Eq.15})$$

$$V_{P,SE} = \frac{\pi}{4} \cdot h_{SE} \cdot D_{SE}^2 \text{ (m}^3\text{)} \quad (\text{Eq.16})$$

$$C_{P,SE} = K_{PSE} \cdot V_{P,SE} \text{ (€)} \quad (\text{Eq.17})$$

On:

- C<sub>SE</sub>: Cost de compra de la columna de separació.
- C<sub>P,SE</sub>: Cost de compra del farciment de la columna de separació.
- C<sub>V,SE</sub>: Cost de compra de l'estructura del separador=Es calcula tenint en compte el factor de material i el factor de pressió fent ús de la figura 17.
- F<sub>M</sub>: Factor del material de construcció = 1.
- F<sub>P</sub>: Factor per a la pressió = 1,1.
- V<sub>P,SE</sub>: Volum del farciment de la columna de separació.
- h<sub>SE</sub>: Alçada de la columna de separació.
- D<sub>SE</sub>: Diàmetre de la columna de separació.
- K<sub>PSE</sub>: Cost del farciment = S' obté de la **Taula 10** tenint en compte el material del farciment. En aquest cas s'escull un farcit de polipropilè de 38 mm.

	Cost	£/m <sup>3</sup> (\$/m <sup>3</sup> )	
Size, mm	25	38	50
Saddles, stoneware	840 (1400)	620 (1020)	580 (960)
Pall rings, polypropylene	650 (1080)	400 (650)	250 (400)
Pall rings, stainless steel	1500 (2500)	1500 (2500)	830 (1360)

**Taula 10:** Cost del farciment de la columna (35).

- Cost de compra dels equips de transferència de calor ( bescanviadors de calor) (ETC):

$$ETC = 20 \cdot \sum_h \sum_c W_{h,c}^{0,6} \text{ (€)} \quad (\text{Eq.18})$$

On:

- h i c indiquen les corrents d'energia calentes i fredes respectivament.

- $W_{h,c}$  és el flux d'energia consumit o intercanviat en kJ/h necessària per a refredar i/o escalfar les correntes calentes i fredes del sistema. Es calcula considerant el flux d'energia intercanviat en els bescanviadors de calor, valors que s'obtenen directament del simulador.
- Altres costos d'equips.

El cost de compra de les bombes, vàlvules, compresores etc. s'inclou en els costos d'instrumentació i control que apareixen en el càlcul de la inversió.

#### 4.2.1. Resum de costos

En la següent taula es resumeix el cost calculat per a cada un dels equips:

Equip	Valor (€)
Columna d'absorció	2.408.000,00
Columna de desabsorció	2.229.500,00
Columna de separació	183.628,31
Equips de transferència de calor	4.877.001,29
<b>TOTAL (EPC)</b>	<b>9.698.129,60</b>

**Taula 11:** Cost de compra dels equips.

### 4.3. Inversió

La inversió necessària per tal de construir i posar en funcionament la planta es calcula prenent com a referència el cost total dels equips. El cost total dels equips (TEC) es calcula sumant el EPC més el cost d'entrega dels equips que es considera que és un 10 % del EPC.

$$TEC = EPC + 0,1 \cdot EPC \quad (\text{Eq.19})$$

A partir del cost total dels equips (TEC), s'apliquen uns factors que permeten determinar tant els costos directes com els costos indirectes associats a la planta. La suma dels costos directes i indirectes dona el total d'actius tangibles.

També es tenen en compte els actius intangibles; investigació, tecnologia, coneixement del procés, posada en marxa etc. Es considera que el total d'actius intangibles és un 10 % del total d'actius tangibles.

La inversió fixe del projecte, IF, per tant, es calcula sumant el total d'actius tangibles i el total d'actius intangibles.

Per a obtenir el capital fixe total invertit s'afegeix a la inversió fixe del projecte un % que correspondrà a capital reservat per a imprevistos. Els factors utilitzats es prenen de la taula 6.4. de la referència (35). A continuació es descriu la seqüència de càlcul seguida per obtenir el valor de la inversió.

Cost	Factor	Valor
<b>Costos Directes, CD</b>		
Compra dels equips , EPC		9.698.129,60
Entrega dels equips	0,1	969.812,96
<b>Cost total dels equips, TEC</b>		<b>10.667.942,56</b>
Instal·lació dels equips	0,5	5.333.971,28
Instrumentació i control	0,3	3.200.382,77
Xarxa de canonades	0,18	1.920.229,66
Sistemes elèctrics	0,2	2.133.588,51
Edificis	0,2	2.133.588,51
Millores del terreny	0,1	1.066.794,26
Instal·lacions de treball	0,4	4.267.177,02
<b>TOTAL COSTOS DIRECTES</b>		<b>30.723.674,58</b>
<b>Costos Indirectes, CI</b>		
Enginyeria i supervisió	0,3	3.200.382,77
Despeses de construcció	0,67	7.147.521,52
Despeses legals	0,04	426.717,70
Honoraris del contractista	0,18	1.920.229,66
Contingència	0,1	1.066.794,26
<b>TOTAL COSTOS INDIRECTES</b>		<b>13.761.645,90</b>
<b>Subtotal actius fixes tangibles, AFT</b>		<b>44.485.320,48</b>
<b>Subtotal actius fixes intangibles, AFI</b>	0,1	<b>4.448.532,05</b>
<b>TOTAL INVERSIÓ FIXE DEL PROJECTE, IF</b>		<b>48.933.852,53</b>
Imprevistos	0,1	4.893.385,25
<b>CAPITAL FIX INVERTIT TOTAL</b>		<b>53.827.237,78</b>

Taula 12: Capital fixe invertit en la planta d'absorció de CO<sub>2</sub>.

La vida útil de la planta d'absorció s'estableix en 20 anys, període en el que s'amortitzarà tota la inversió inicial (37).

## 4.4. Despeses financeres

Les despeses financeres estan relacionades amb el finançament de la inversió inicial.

Es recomana que no tota la inversió es pagui amb fons propis. Tenir interessos financers pot ajudar a l'empresa a pagar menys impostos a més si l'interès del deute és baix, l'empresa pot invertir els diners en altres projectes que donin més interès. Si només té fons propis, l'empresa és molt més solvent però desaprofita l'oportunitat d'obtenir diners barats i ser més rendible.

Per aquesta raó s'opta per finançar externament el 60 % de la inversió mitjançant un préstec bancari a 8 anys amb amortització progressiva d'anualitats constants sense anys de carència. L'interès real del préstec s'estima tenint en compte les taxes actuals d'interessos nominals aplicades per els bancs, la inflació actual del valor del diner i considerant que aquesta inflació es manté constant durant tot el període de retorn del deute financer. El valor de la taxa d'interès real anual és del 4 % (38).

La fórmula per a calcular la quota anual a pagar és:

$$A \left( \frac{\text{€}}{\text{any}} \right) = \frac{C_o \cdot (1 + i)^n \cdot i}{(1 + i)^n - 1} \quad (\text{Eq.20})$$

On:

- $C_o$ : capital de préstec, correspon al 60 % del capital fix invertit total, **Taula 12**.
- $i$ : taxa d'interès real anual.
- $n$ : número d'anys en que es triga a retornar el préstec bancari més els interessos.

De manera que el valor anual a pagar en concepte de deute financer queda:

<b>Co (€)</b>	32.296.342,68
<b>i</b>	8,00
<b>n (anys)</b>	4,00
<b>A (€/any)</b>	<b>4.796.905,76</b>

**Taula 13:** Anualitat del préstec financer de la planta d'absorció de CO<sub>2</sub>.



## 4.5. Cost anual d'operació

Es cost anual d'operació representa les despeses d'explotació anual de la planta d'absorció de CO<sub>2</sub>.

Es calcula considerant el cost de compra de les matèries primes (CMP), el cost de les utilitats de la planta (CTU) i el cost de la ma d'obra (CMO). En el càlcul es considera que la planta està operativa 8.000 h/any.

$$AOC = CMP + CTU + CMO \text{ (€)} \quad (\text{Eq.21})$$

### 4.5.1. Cost de la matèria primera

El cost de la matèria primera es calcula amb la següent equació:

$$CMP = 8.000 \cdot (C_{MEA} \cdot F_{MEA} + C_w \cdot F_w) \quad (\text{Eq.22})$$

On:

- $C_{MEA}$ : Cost de compra de MEA, **0,60 €/kg (35)**.
- $C_w$ : Cost de compra de l' aigua, **0,0015 €/kg(35)**.
- $F_{MEA}$ : Flux de MEA a introduir en el sistema, (kg/h).
- $F_w$ : Flux d'aigua a introduir en el sistema, (kg/h).

Matèria Primera	Flux (kg/h)	Preu (€/kg)	Cost (€/any)
Aigua	180.539,33	0,0015	2.166.471,96
MEA	749,33	0,6	3.596.784,00
<b>TOTAL CMP</b>			<b>5.763.255,96</b>

**Taula 14:** Cost anual de les matèries primeres empleades en el procés estudiat.

#### 4.5.2. Cost de les utilitats

Les utilitats emprades en el sistema simulat són: energia elèctrica per a fer anar les bombes, compressor, aigua de refrigeració a 30 °per a refredar les corrents i vapor d'aigua a 6 bars per a proporcionar l'energia que necessita el calderí.

$$CTU = 8.000 \cdot (P_{kWh} \cdot C_e + C_{vapor} \cdot m_{vapor} + C_{aigua\ refrigeració} \cdot m_{aigua\ refrigeració}) \quad (\text{Eq.23})$$

On:

- $P_{kWh}$ : Preu de compra de l'electricitat, **0,06 €/kWh<sub>e</sub>** (39)
- $C_{vapor}$ : Cost de compra del vapor d'aigua a 6 bars , **0,0078 €/kg**. Aquest valor s'estima considerant l'aigua d'alimentació de la caldera que produeix el vapor d'aigua, el cost del combustible utilitzat i l'eficiència de la caldera (35).
- $m_{vapor}$ : Massa de vapor que en la seva condensació desprèn l'energia consumida en el calderí, kg/any. Calculada a partir de l'equació 8.
- $C_{aigua\ refrigeració}$ : Cost de compra de l'aigua a 30°C , **0,01 €/m<sup>3</sup>** (39). Aquest cost té en compte la manipulació i el transport que es realitza al flux d'aigua de refrigeració per tal de ser utilitzada en el procés. El cost de l'aigua (normalment procedent d'un riu proper )requerida és obtingut assumint que tota l'energia de vapor necessària s'elimina per l'aigua del riu amb un augment de temperatura de 25 a 30 °C.

S'ha determinat un valor del flux d'aigua de refrigeració que permeti que la temperatura assolida després de l'intercanvi de calor amb el fluid calent sigui adequada per a poder ser retornat a l'entorn sense necessitat de realitzar un tractament posterior molt costós. La temperatura de sortida de l'aigua és d'uns 45 °C. En conclusió en aquest projecte no es considera el cost posterior associat a tractar l'aigua de refrigeració.

- $M_{aigua\ refrigeració}$ : Massa d'aigua de refrigeració consumida en la planta, m<sup>3</sup>/h.
- $C_e$ : consum d'electricitat, kWh<sub>e</sub>/any.

El total de kWh elèctrics consumits corresponen al consum d'energia elèctrica del equips elèctrics (compressor i bomba).

En la següent taula es recorda el consum d'energia elèctrica d'aquests:

Equip	Quantitat (MJ/h)	Quantitat (MWh/h)
Compressor	93.619,18	26,01
Bomba 1	624,40	0,17
<b>TOTAL</b>	<b>94.243,58</b>	<b>26,18</b>
<b>TOTAL ANUAL</b>	<b>753.948.647,02</b>	<b>209.430,18</b>

**Taula 15:** Consum d'energia dels equips elèctrics.

En resum, el cost de les utilitats del procés és:

Utilitat	Flux (Unitat/h)	Preu (€/Unitat)	Cost (€/any)
Electricitat (Ce)	26,18 MWh/h	60 €/MWh	12.565.810,78
Vapor d'aigua	227.223,75 kg/h	0,0078 €/kg	14.178.762,80
Aigua de refrigeració	4.511,00 m <sup>3</sup> /h	0,01 €/m <sup>3</sup>	360.880,00
<b>TOTAL CTU</b>			<b>27.105.452,78</b>

**Taula 16:** Cost total anual de les utilitats del procés estudiat.

#### 4.5.3. Cost de ma d'obra

Per últim, el cost de ma d'obra es calcula considerant el següent personal:

Ocupació	Treballadors	Salari brut anual (€/any)	Cost anual (€/any)
<b>Ma d'obra directe</b>			
Cap de torn	10,00	28.000,00	280.000,00
Operaris	80,00	24.000,00	1.920.000,00
Enginyers	35,00	28.000,00	980.000,00
Administratius	30,00	26.000,00	780.000,00
Informàtics	30,00	27.500,00	825.000,00
Tècnics manteniment	20,00	25.000,00	500.000,00
<b>Total Ma d'obra directe</b>		<b>158.500,00</b>	<b>5.285.000,00</b>
<b>Ma d'obra indirecte</b>		<b>23.775,00</b>	<b>792.750,00</b>
<b>TOTAL CMO</b>		<b>182.275,00</b>	<b>6.077.750,00</b>

**Taula 17:** Cost anual de la ma d'obra directe i indirecte.

El cost de la ma d'obra indirecte s'estima com un 15 % del cost de la ma d'obra directe.

#### 4.5.4. Resum de costos

El cost total d'operació anual es resumeix en la següent taula:

Cost	Sigles	Cost (€/any)
Cost de matèria primera	CMP	5.763.255,96
Cost Utilitats	CTU	27.105.452,78
Cost ma d'obra	CMO	6.077.750,00
<b>TOTAL (AOC)</b>		<b>38.946.458,74</b>

**Taula 18:** Cost total d'operació anual de la planta d'absorció.

Tal i com s'esperava, el cot total anual de la planta és molt elevat i es deu principalment als costos energètics, específicament al cost associat a l'energia necessària en el calderí del desabsorbidor. Els costos de les utilitats representen un 70 % aproximadament del total de costos d'operació de la planta i en concret, el cost associat a regenerar l'amina representa un 52,31 % d'aquest.

## 5. Costos mediambientals

El cost mediambiental es defineix com la contribució a l'efecte hivernacle per emissió de CO<sub>2</sub> després a l'atmosfera, és a dir el cost representa les tones de CO<sub>2</sub> generades i alliberades a l'atmosfera per tal de que la planta d'absorció estudiada pugui realitzar la seva activitat normal.

El càlcul de les tones de CO<sub>2</sub> generades es realitza considerants les següents fonts:

Per una banda es calculen les tones de CO<sub>2</sub> que s'han alliberat al produït l'energia elèctrica consumida per la planta d'absorció. Es fa a partir del factor d'emissió de CO<sub>2</sub> mixt. És un índex que indica les tones de CO<sub>2</sub> generades per cada kWh d'energia elèctrica produïda considerant que l'energia en un moment concret s'obté per diverses fonts (per exemple, a les energies renovables se 'les associa 0 emissions de CO<sub>2</sub> per cada kWh<sub>e</sub> generat).

Per altra banda, es calculen les tones de CO<sub>2</sub> associades a la generació del vapor d'aigua utilitzat com a font d'energia del calderí. Es fa la suposició que el vapor es genera en una caldera on es crema gas natural amb una eficiència del 85 %, segons bibliografia el valor típic d'eficiència de les calderes utilitzades per a aquest fi és d'entre el 80 i el 90 % (35).

I per últim, fent ús del resultat de la simulació de la **Taula 2**, es calcula quantes tones de CO<sub>2</sub> no s'absorbeixen en el procés restant el flux de CO<sub>2</sub> que entra en el sistema menys el que surt.

En resum, el cost mediambiental és calcula considerant:

- Les tones de CO<sub>2</sub> generades en produir l'energia elèctrica consumida per la planta.
- Les tones de CO<sub>2</sub> generades en produir el vapor d'aigua consumit.
- Les tones de CO<sub>2</sub> que entren en la planta i no s'absorbeixen durant el procés.
- La planta treballa 8.000 h a l'any.

L'aigua de refrigeració utilitzada per a refredar els corrents del sistema es considera que no té impacte mediambiental.

L'equació de càlcul queda:

$$\text{Cost mediambiental anual (CM)} = (C_e \cdot F_e + m_{GN} \cdot F_{GN} + \text{tones CO}_2 \text{ no absorbides}) \cdot 8.000 \frac{h}{\text{any}} \quad (\text{Eq.24})$$

On:

- $m_{GN}$ : Flux de gas natural necessari per produir el vapor d'aigua utilitzat ( $\text{Nm}^3/\text{h}$ ). Es calcula a partir de la equació 8.
- $C_e$ : consum d'electricitat ( $\text{kWh/h}$ ) (**Taula 16**).
- $F_e$ : factor d'emissió mixta de la xarxa =  $0,30 \cdot 10^{-3}$  tones  $\text{CO}_2/\text{kWh}_e$  (40).
- $F_{GN}$ : factor d'emissió del gas natural =  $2,15 \cdot 10^{-3}$  tones  $\text{CO}_2/\text{Nm}^3_{GN}$  (41).

## 5.1. Resum de costos

Les dades utilitzades per al càlcul del cost mediambiental són:

Dades	Valor	Unitat
Tones CO2 entrada	181,31	tones/h
Tones CO2 sortida	153,92	tones/h
Tones CO2 no absorbides	27,39	tones/h
Consum electricitat	26.178,77	kWh/h
$F_e$	$0,30 \cdot 10^{-3}$	tona $\text{CO}_2/\text{kWh}$
Flux gas natural	17.802,88	$\text{Nm}^3/\text{h}$
$F_{GN}$	$2,15 \cdot 10^{-3}$	tona $\text{CO}_2/\text{Nm}^3$
Hores anuals	8.000	h/any

**Taula 19:** Dades utilitzades per al càlcul del cost mediambiental anual de la planta d'absorció de  $\text{CO}_2$  estudiada.

I en conseqüència, el cost mediambiental anual calculat queda:

Font	kg/any
Tones $\text{CO}_2$ Consum elèctric	62.829,05
Tones $\text{CO}_2$ Consum Vapor d'Aigua	306.209,60
Tones $\text{CO}_2$ no absorbides	219.128,72
<b>CM (tones /any)</b>	<b>588.167,37</b>

**Taula 20:** Cost mediambiental anual de la planta d'absorció de  $\text{CO}_2$  estudiada.

## 6. Cost normalitzat de producció

Per tal de quantificar el cost d'operació del procés es determina el cost normalitzat de producció. Es defineix com a cost normalitzat de producció el cost imputable a la unitat de producte produïda considerant que la planta té una operació normal. En aquest cas la unitat de producte és el kg o tona de CO<sub>2</sub> absorbida i es considera que el cost de producció és el cost anual d'operació calculat en l'apartat anterior, **4.5**.

Aquesta manera d'expressar els costos d'operació és idònia com a indicador econòmic alhora de comparar projectes. Altrament, ofereix una visió relativa del cost d'operació per tal de saber la magnitud d'aquest.

Dit això, el cost normalitzat de producció, CNP, es calcula de la següent manera:

$$CNP \left( \frac{\text{€}}{\text{tn CO}_2 \text{ tractades}} \right) = \frac{AOC \left( \frac{\text{€}}{\text{any}} \right)}{\frac{\text{tn CO}_2 \text{ tractades}}{\text{any}}} \quad (\text{Eq.24})$$

On les tones de CO<sub>2</sub> tractades són les tones de CO<sub>2</sub> que s'han absorbit durant el procés menys les tones de CO<sub>2</sub> que no s'ha absorbit i restant també les tones de CO<sub>2</sub> que s'han generat en produir l'energia utilitzada per la planta (calculades en l'apartat anterior, **Taula 20**).

$$\begin{aligned} \text{tones CO}_2 \text{ tractades} &= \text{tones CO}_2 \text{ absorbides} - \text{tones CO}_2 \text{ no absorbides} \\ &\quad - \text{tones CO}_2 \text{ consum elèctric} - \text{tones CO}_2 \text{ vapor d'aigua} \end{aligned} \quad (\text{Eq.25})$$

Font	tones/any
tones CO <sub>2</sub> absorbides	1.231.327,28
tones CO <sub>2</sub> no tractades	219.128,72
tones CO <sub>2</sub> Consum elèctric	62.829,05
tones CO <sub>2</sub> Consum Vapor d'Aigua	306.209,60
<b>tones CO<sub>2</sub> tractades</b>	<b>643.159,91</b>

**Taula 21:** Dades per a el càlcul de les tones de CO<sub>2</sub> tractades.

El resultat és:

Concepte	Valor	Unitat
Cot anual d'operació (AOC)	38.946.458,74	€/any
Tones de CO2 tractades	643.159,91	tn/any
<b>Cost normalitzat de producció (CNP)</b>	<b>60,55</b>	<b>€/tn</b>

**Taula 22:** Cost normalitzat de producció.

Segons la bibliografia, el cost normalitzat de producció per tona de CO<sub>2</sub> absorbida oscil·la entre 40-70 €/tona CO<sub>2</sub> (26). Així doncs s'observa que el cost obtingut en aquest projecte és fins i tot més reduït del rang de valors esperat.

Per altra banda també s'espera que en uns anys s'hagin superats els impediments tècnics que presenta aquesta tècnica d'absorció de CO<sub>2</sub> i el cost de captura es redueixi entre els 15 i 35 € la tona de CO<sub>2</sub> (42). En conclusió, el cost normalitzat obtingut en aquest estudi es troba dins el rang de valors esperat.



## 7. Anàlisis de viabilitat energètica

El criteri escollit per a estudiar si la planta d'absorció de CO<sub>2</sub> és viable energèticament es descriu a continuació.

La viabilitat energètica es determina comparant l'energia elèctrica generada en la PP, procés que produeix el flux de gasos que posteriorment es tracten en la planta d'absorció, amb el total d'energia elèctrica consumida per la pròpia planta d'absorció en el seu curs normal de funcionament.

Dit en altres paraules, es mira que no es consumeixi més energia en tractar els gasos de sortida de la PP de l'energia que s'ha generat quan s'han produït aquests gasos.

$$\text{Balanz energètic} = MWh_{e,\text{generat PP}} - MWh_{e,\text{consumit abs}} > 0 \quad (\text{Eq.26})$$

On:

- $MWh_{e,\text{generat PP}}$  (MWh/any): MWh elèctrics produïts en un any per la planta de producció d'energia de cicle combinat (PP) que té una potència de 500 MW (26).
- $MWh_{e,\text{consumit abs}}$  (MWh/any): MWh elèctrics consumits per la planta d'absorció, **Taula 9**.

Es considera que els MWh elèctrics totals consumits per la planta d'absorció són el total de consum d'energia elèctrica calculat en el capítol 3 de costos energètics i que es resumeix en la **Taula 9**. Es a dir, sumant tots els consums presents en la planta amb l'equivalent en energia elèctrica.

Així doncs, el criteri escollit per determinar si la planta és viable o no des de un punt de vista energètic és que l'energia consumida per la planta d'absorció sigui entre el 20 i el 50 % de l'energia elèctrica produïda en la PP. Aquest interval s'escull segons la informació extreta en la bibliografia (43).

En aquest projecte es considera fora dels càlculs el consum energètic intrínsec del funcionament de la PP (il·luminació, oficines, etc.) i de la planta d'absorció de CO<sub>2</sub> donat que són consums que no van relacionats explícitament amb el procés productiu.

Un cop escollit i aplicat el criteri de viabilitat energètic, el resultat obtingut és:

MWh/any	
<b>MWh<sub>e</sub>, generat PP</b>	4.000.000,00
<b>MWh<sub>e</sub>, consumit abs</b>	819.981,00
<b>Balanç energètic</b>	<b>3.180.019,00</b>

**Taula 23:** Resultat del balanç energètic de la planta d'absorció de CO<sub>2</sub> estudiada.

S'observa que el % que representen els MWh<sub>e</sub> consumits per la planta d'absorció és del 20,50 % respecte el total d'energia elèctrica produïda per la PP. En conseqüència, analitzant el resultat obtingut es conclou que el projecte compleix amb el criteri establert per tant és energèticament viable.

## 8. Anàlisi de viabilitat econòmica

Per a avaluar la rendibilitat econòmica del procés estudiat, s'empraran els mètodes d'avaluació d'inversions: VAN, TIR, i PB, per als quals, cal conèixer els ingressos de l'explotació del projecte i les despeses d'inversió i d'operació i manteniment. Es considera que els ingressos del projecte són el preu de venda de tractament de kg de CO<sub>2</sub> absorbit i les despeses són els costos anuals d'operació i les despeses financeres calculades en el capítol anterior. Alhora, un cop es coneixen els ingressos i despeses cal fer el càlcul dels fluxos de caixa i dels fluxos de caixa corregits per tal de poder avaluar els criteris escollits.

L'estudi de viabilitat econòmica pretén estudiar la rendibilitat del projecte, és a dir, mirar quina és la relació existent entre els beneficis del projecte i els recursos que s'han empleat per a portar-lo a terme.

### 8.1. Preu de venda

El benefici associat al projecte estudiat és la venda del CO<sub>2</sub> absorbit. Es considera que els clients potencials són les empreses que volen reduir les seves emissions de CO<sub>2</sub>. Així doncs, el client paga per a que es tracti un flux de gasos en concret que produeix en la seva activitat amb l'objectiu d'emetre menys CO<sub>2</sub>.

Per a estimar el preu de venda del CO<sub>2</sub> s'analitzen diferents casos que es comenten a continuació.

- Cas d'estudi 1:

En aquest cas d'estudi s'analitza el preu de venda més adequat considerant els costos associats a la planta d'absorció simulada.

El preu mínim al que s'ha de vendre la tona de CO<sub>2</sub> per tal de superar els costos anuals d'operació és exactament el cost normalitzat de producció calculat en el capítol 6., amb valor de 60,55 €/tn CO<sub>2</sub>.

Cas d'estudi 1, a	Valor	Unitats
Producció anual	643.159,91	tn CO <sub>2</sub> /any
Costos fixes	6.077.750,00	€/any
Costos variables	32.868.708,74	€/any
Preu de venda	60,55	€/tn CO <sub>2</sub>
<b>Ingressos</b>	<b>38.946.458,74</b>	<b>tn/any</b>
<b>Total costos anuals</b>	<b>38.946.458,74</b>	<b>€/any</b>
<b>Benefici</b>	<b>0,00</b>	<b>€/any</b>

**Taula 24:** Resum de costos, ingressos i beneficis de la planta d'absorció simulada, cas d'estudi 1 a.

Com es d'esperar, si la tona de CO<sub>2</sub> es ven al preu normalitzat de producció el benefici és 0.

No obstant, el projecte, a més a més dels costos d'operació, també té associat una inversió finançada parcialment per un préstec bancari amb unes despeses financeres determinades, **4.4**.

Tenint en compte que la inversió s'amortitza durant els 20 anys de vida útil de la planta d'absorció, es determina el pitjor dels casos com els huit primers anys on a la quota d'amortització de la inversió se li afegeixen les despeses financeres associades al préstec bancari. Per tant, als costos d'operació de la planta s'afegeix el cost anual corresponent a l'anualitat calculada en la **Taula 13**.

En aquest cas es calcula quin ha de ser el preu mínim de venda de la tona de CO<sub>2</sub> per tal de superar els costos anuals

Cas d'estudi 1, b	Valor	Unitats
Amortització inversió	4.796.905,76	€/any
Preu de venda	68,01	€/tn CO <sub>2</sub>
<b>Ingressos</b>	<b>43.743.364,50</b>	<b>tn/any</b>
<b>Total costos anuals</b>	<b>43.743.364,50</b>	<b>€/any</b>
<b>Benefici</b>	<b>0,00</b>	<b>€/any</b>

**Taula 25:** Resum de costos, ingressos i beneficis de la planta d'absorció simulada, cas d'estudi 1 b.

El resultat és que la tona de CO<sub>2</sub> s'ha de vendre a 68,01 €, 7,46 € més que si només es consideren els costos d'operació.

El càlcul d'aquest preu de venda és realitza mitjançant l'eina de resolució d'equacions "solver" del Microsoft Excel amb el mètode de resolució "Simplex LP".

En conseqüència, en aquest cas d'estudi 1 es conclou que el preu de venda de la tona de CO<sub>2</sub> ha de ser més gran que **68,01 €/tona CO<sub>2</sub>** per tal de cobrir els costos anual i obtenir benefici.

- Cas estudi 2:

En el cas d'estudi 2 s'analitza el preu que estaria disposat a pagar un client tenint en compte les seves despeses i el seu benefici. Es fa la suposició que el client és la planta de cicle combinat d'on prové el flux de gasos tractat en els capítols anteriors.

Els ingressos anuals de la planta de generació d'electricitat per cicle combinat de potència nominal 500 MW, PP, es calculen amb la següent equació:

$$\begin{aligned} \text{Ingressos PP} \rightarrow 500 \text{ MW} &= 500.000 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{6.000 \text{ h}}{\text{any}} \cdot \frac{1 \text{ kWh}_e}{3.600 \text{ kJ}} \cdot \frac{0,12 \text{ €}}{\text{kWh}_e} \\ &= 360.000.000 \frac{\text{€}}{\text{any}} \end{aligned} \quad (\text{Eq.27})$$

Es considera que la planta opera 6.000 h/any i que el preu de venda de l'electricitat produïda és de 0,12 €/kWh<sub>e</sub>.

A partir de dades de l'agència internacional d'energia (IEA, "International Energy Agency") s'estima el cost d'inversió, d'operació i manteniment de la planta.

S'associa un cost de capital de 877,35 €/kW<sub>e</sub> i un cost d'operació i manteniment fixe de 21,91€/kW<sub>e</sub>·any, (44) fulla de càlcul "WEO-2016 Power Generation Assumptions". Tanmateix s'espera que la vida útil de la planta sigui de 30 anys (45) i s'associa un cost fixe anual corresponent a la inversió total dividida entre el número d'anys de vida útil de la planta.

Per últim, els costos d'operació i manteniment variables es determinen amb un valor de 15,45 €/MWh<sub>e</sub> (46).

El resum del càlcul de costos, ingressos i benefici de la PP és:

Cas d'estudi 2	Valor	Unitats
Potència nominal	500,00	MW
Hores d'operació	6.000,00	h/any
Energia produïda	3.000.000.000,00	kWh/any
Preu venda electricitat	0,12	€/kWh
<b>Ingressos</b>	<b>360.000.000,00</b>	<b>€/any</b>
Cost capital unitari	877,35	€/kW
Cost operació i manteniment unitari fixe	21,91	€/kW·any
Cost operació i manteniment unitari variable	15,45	€/MWh
Vida útil planta	30,00	anys
Cost capital	438.675.000,00	€
Cost operació i manteniment fixe	10.955.000,00	€/any
Cost operació i manteniment variable	46.350.000,00	€/any
Cost fixe anual	14.622.500,00	€/any
<b>Total costos anuals</b>	<b>71.927.500,00</b>	<b>€/any</b>
<b>Benefici</b>	<b>288.072.500,00</b>	<b>€/any</b>

**Taula 26:** Resum de costos, ingressos i benefici de la PP, cas d'estudi 2.

Tant bon punt s'han quantificat els costos i el benefici de la PP, s'afegeix al cost total anual, el cost associat al tractament del flux de gasos. Es considera que la PP, té un cost per tona de CO<sub>2</sub> tractada igual al cost mínim de venda determinant en el cas d'estudi 1, de 68,01 €/tona CO<sub>2</sub>.

	Valor	Unitats
Cost absorció CO <sub>2</sub>	43.743.364,50	€/any
<b>Total costos anuals'</b>	<b>115.670.864,50</b>	<b>€/any</b>
<b>Benefici'</b>	<b>244.329.135,50</b>	<b>€/any</b>

**Taula 27:** Resum de costos, ingressos i benefici de la PP afegint els costos d'absorció, cas d'estudi 2.

S'observa que els costos anuals casi es dupliquen quan s'afegeix el cost d'absorció del CO<sub>2</sub> tot i això la PP segueix tenint un benefici força elevat, de més del doble del total dels costos anuals, per tant es conclou que la planta de generació d'electricitat podria assumir aquest cost.

- Cas d'estudi 3:

Tot seguit de realitzar els casos d'estudi anteriors, es procedeix a determinar el preu de venda de la tona de CO<sub>2</sub> amb la finalitat de que els ingressos de la planta d'absorció siguin un 30 % superiors al total de costos anuals de la mateixa planta.

En conseqüència, el preu de venda, el cost total anual i el benefici de la planta d'absorció per tal d'assolir l'objectiu d'ingressos desitjat és:

Cas d'estudi 3, Planta absorció	Valor	Unitats
<b>Preu de venda</b>	<b>88,42</b>	<b>€/tn CO<sub>2</sub></b>
Ingressos	56.866.373,85	tn/any
Total costos anuals	43.743.364,50	€/any
Benefici	13.123.009,35	€/any

**Taula 28:** Preu de venda de la tona de CO<sub>2</sub>, cas d'estudi 3.

I els costos i benefici de la PP considerant aquest preu de venda són de:

Cas d'estudi 3, PP	Valor	Unitats
Cost absorció CO <sub>2</sub>	56.866.373,85	€/any
Total costos anuals	128.793.873,85	€/any
<b>Benefici</b>	<b>231.206.126,15</b>	<b>€/any</b>

**Taula 29:** Resum costos, ingressos i benefici de la PP, cas d'estudi 3.

Analitzant els resultats obtinguts s'observa que fixant un preu de venda de 88,42 €/tn CO<sub>2</sub> la planta d'absorció de CO<sub>2</sub> estudiada obté els ingressos desitjats. Paral·lelament, la PP, tot i augmentar els seu cost en 1,79 cops el cost total anual que tindria sinó tractes el CO<sub>2</sub> que genera en la combustió del gas natural, segueix tenint un benefici que representa 1,80 vegades el cost total anual i per tant es conclou que el cost de tractar el flux de gasos, tot i ser elevat, és un cost assumible per la planta.

Adicionalment, diversos estudis han demostrat que en un futur serà necessari que les plantes de producció d'electricitat incorporin sistemes de captació de CO<sub>2</sub> provocant així un augment en el preu de venda de l'electricitat d'entre 0,001 i 0,005 €/kWh. Per tant considerant aquest augment del preu de venda, provocant alhora un augment dels beneficis, el cost addicional associat a la captació de CO<sub>2</sub> que haurà d'assumir la PP no serà tan significatiu (43).

**En conclusió en aquest projecte es fixa un preu de venda de 88,42 €/tona CO<sub>2</sub>.**

## 8.2. Paràmetres del projecte d'inversió

A fi d'analitzar la inversió necessària per a dur a terme el projecte d'estudi es defineixen una sèrie de paràmetres.

### 8.2.1. Horitzó del projecte

L'horitzó del projecte correspon a el període de temps en el qual es vol estudiar la inversió. Depèn de la vida econòmica del projecte, és a dir, del número d'anys en el que el projecte generarà cobraments i pagaments.

Segons bibliografia, la vida mitjana d'una planta d'absorció de CO<sub>2</sub> és de 20 anys (37), en conseqüència es pren com a horitzó del projecte aquest valor.

### 8.2.2. Finançament

Existeixen ajudes i subvencions a nivell estatal i europeu per al finançament en instal·lacions de plantes d'absorció de CO<sub>2</sub>. Tot i això, com que es desconeix l'estat actual d'aquestes subvencions es decideix prescindir d'aquestes subvencions en l'anàlisi de viabilitat econòmica.

De manera que, com s'ha comentat en l'apartat 4.4, es preveu que el finançament sigui amb un 40% de recursos propis i un 60% de finançament extern mitjançant l'adquisició d'un crèdit bancari del 4 % d'interès a retornar en 8 anys.

La part de la inversió que correspon a capital propi es fa la suposició que s'inverteix tota de cop en l'any 0. A més, es fa la suposició que si no s'invertissin els diners en el projecte estudiat, els inversors obtindrien una rendibilitat del 5 % invertint el capital de fons propis en altres projectes.

### 8.2.3. Inflació

La previsió de la inflació és un paràmetre de gran incertesa ja que és difícil establir una previsió per als pròxims anys. La inflació va lligada als cicles macroeconòmics de creixement i recessió d'un país, cicles que es repeteixen generalment cada 4-8 anys.

Així, en un període de recessió com el que s'estava passant els anys més significatius de la crisi econòmica la inflació era negativa. Actualment la inflació a Espanya té un valor del 0,77 % (47).

Degut a aquesta incertesa i a que el valor actual és molt baix, la inflació és un paràmetre que no es tindrà en compte a efectes de càlculs en aquest projecte.



#### 8.2.4. Fluxos de caixa

Un cop decidit en quants anys s'estudia la inversió (horitzó del projecte) es determinen els fluxos de tresoreria o caixa en aquest període de temps.

El càlcul dels fluxos de caixa requereix la determinació prèvia d'una sèrie de paràmetres del procés, la majoria d'ells definits en apartats anteriors. Aquets són:

- Inversió, apartat **4.3**.
- Finançament i interès del deute, **4.4**.
- Inflació, **8.2.3**.
- Amortització de la inversió, **4.3**.
- Preu de venda del kg de CO<sub>2</sub>, **8.1**.
- Impost de societats, 25 %.

El valor d'aquets paràmetres és:

Paràmetre	Valor	Unitat
Inversió	53.827.237,78	€
Finançament extern	32.296.342,67	€
Capital propi	21.530.895,11	€
Interès del deute	4	%
Interès altres inversions	5	%
Amortització de la inversió	20	anys
Preu de venda CO <sub>2</sub>	88,42	€/tona CO <sub>2</sub>
Impost de societats	25	%

**Taula 30:** Paràmetres per al càlcul dels fluxos de caixa.

A continuació es mostra el càlcul dels fluxos de caixa dels 3 primers anys, el detall del càlcul dels fluxos de caixa complet en tot l'horitzó del projecte es pot veure en els Annexos.

FONS GENERATS	0	1	2	3
Ingressos		108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43
Costos anuals producció		38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74
Marge d'explotació		69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69
Amortització		2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89
Benefici abans despeses financeres		67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80
Despeses financeres		1.291.853,71	1.151.651,62	1.005.841,46
Benefici abans impostos (Bai)		65.940.789,09	66.080.991,18	66.226.801,34
Impost de societats (35 %)		16.485.197,27	16.520.247,79	16.556.700,34
Benefici després impostos (Bdi)		49.455.591,82	49.560.743,38	49.670.101,01
FINANÇAMENT DEL PROJECTE				
Capital pendent		32.296.342,67	28.791.290,62	25.146.036,48
Anualitat		4.796.905,76	4.796.905,76	4.796.905,76
Quota de capital		3.505.052,05	3.645.254,14	3.791.064,30
Despeses financeres		1.291.853,71	1.151.651,62	1.005.841,46
FONS INVERTITS				
Inversió	53.827.237,78			
Deute	32.296.342,67			
FLUXOS DE TRESORERIA				
FONS GENERATS		52.146.953,71	52.252.105,27	52.361.462,89
FLUXOS DE CAIXA	-21.530.895,11	48.641.901,66	48.606.851,14	48.570.398,59
Pay back	-21.530.895,11	27.111.006,54	75.717.857,68	124.288.256,27

**Taula 31:** Càlcul dels fluxos de caixa dels 3 primer anys del procés d'absorció de CO<sub>2</sub> estudiat.

### 8.3. Criteris de rendibilitat

Els criteris de rendibilitat són indicadors de la viabilitat econòmica d'un projecte. La inversió s'avaluarà segons quatre criteris que s'expliquen a continuació.

#### 8.3.1. Valor actualitzat net (VAN)

És un indicador que permet calcular el valor present d'un determinat número de fluxos de caixa originats per una inversió.

Indica quan acabarà guanyant l'empresa si és fa la inversió amb els fluxos de tresoreria determinats.

Segons aquest criteri:

- Si  $VAN > 0$  el projecte es viable econòmicament.
- Si  $VAN < 0$  el projecte no és viable econòmicament.
- Si  $VAN = 0$  el projecte no genera ni beneficis ni pèrdues.

$$VAN = \sum_{t=0}^n \frac{Q_t}{(1+k)^t} \quad (\text{Eq.28})$$

On:

- $Q_t$ : Flux de caixa del període t.
- $n$ : Horitzó del projecte.
- $k$ : Taxa de descompte o cost del capital.

Per a poder calcular el VAN es necessita conèixer el cost del capital,  $k$ . Aquest es calcula considerant les diferents fonts de capital o finançament presents en el projecte. En aquest cas són dues, capital propi i deute bancari. Per una banda se sap que el deute té un interès del 4 % i per altra banda es suposa que si s'invertissin els diners en altres projectes s'aconseguiria una rendibilitat del 5 %.

També es coneix la proporció entre les diferents fons de finançament que és de 40 % fons propis i 60 % de finançament extern.

Per tant, el cost de capital és:

$$k = k_{FP} \cdot P_{FP} + k_{DF} \cdot P_{DF} \cdot (1 - T) \quad (\text{Eq.29})$$

On:

- FP: fons propis.



- DF: deute financer.
- $P_i$ : proporció de la font de finançament i.
- $k_i$ : cost del deute de la font de finançament i.
- T: taxa d'impostos, 25 %.

	%
$k_{FP}$	5
$k_{DF}$	4
$P_{FP}$	40
$P_{DF}$	60
<b>k</b>	<b>3,8</b>

**Taula 32:** Cost de capital del projecte d'absorció de CO2 estudiat.

El detall del càlcul dels fluxos de caixa corregits i del VAN és mostra en els Annexos.

El valor del VAN obtingut és de **680.340.817,09 €**, això indica la quantitat de diners que s'acabaran guanyant amb el projecte estudiat si els fluxos de tresoreria són els indicats.

El VAN és positiu per tant el projecte segons aquets criteri és econòmicament viable.

### 8.3.2. Taxa interna de rendiment (TIR)

Es defineix com aquella taxa de descompte dels fluxos de caixa amb la qual el VAN és igual a zero. Els fluxos de caixa rendibilitzen la inversió amb el valor d'aquesta taxa. A major TIR major rendiment econòmic.

$$VAN = \sum_{t=0}^n \frac{Q_t}{(1+r)^t} = 0 \quad (\text{Eq.30})$$

On:

- $r = \text{TIR}$ .

Segons aquest criteri:

- Si  $r > k$ , el projecte és econòmicament rendible.
- Si  $r < k$ , el projecte no és econòmicament rendible.

El valor del TIR obtingut és de 21,39 %, valor major que k, que és de 3,8 %, per tant segons aquest indicador el projecte també és econòmicament rendible.

## 8.4. Criteris de liquiditat

La liquiditat d'un projecte d'inversió indica quina és la capacitat dels actius en els que es vol fer la inversió de generar diners.

La liquiditat s'avaluarà mitjançant els criteris descrits a continuació.

### 8.4.1. Pay back

També anomenat període de retorn o termini de recuperació. Es defineix com el període de temps necessari per a que els fluxos de caixa igualin el valor de la inversió. Expressat d'una altra manera és el termini de temps necessari per a recuperar la inversió.

Segons aquest criteri, a menor termini de recuperació menor és el risc que s'està corrent amb la inversió i major la rendibilitat.

$$Pay\ Back \rightarrow \sum_{t=0}^{PB} Q_t \geq 0 \quad (\text{Eq.31})$$

On:

- $Q_t$ : Flux de caixa del període t.
- PB : Pay back.

Observant els fluxos de caixa mostrats en la **Taula 31**, es concreta que el període de retorn de la inversió és en el primer any. És a dir, en el any 1 es recupera tota la inversió.

### 8.4.2. Pay back corregit

És el mateix concepte que el Pay back però en aquets cas mirant que els fluxos de caixa corregits amb el cost del capital, k. Els fluxos de caixa corregits es calculen tenint en compte que el valor del diner varia al llarg del temps.

$$Pay\ Back\ corregit \rightarrow \sum_{t=0}^{PB_c} \frac{Q_t}{(1+k)^t} \geq 0 \quad (\text{Eq.32})$$

On:

- $Q_t$ : Flux de caixa del període t.
- $PB_c$ : Pay back corregit.
- k: cost del capital

A continuació es mostra el càlcul dels fluxos de caixa corregits dels tres primers anys, el càlcul detallat de tots els anys es troba en els Annexos.

FONS GENERATS	0	1	2	3
Ingressos		108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43
Costos anuals producció		38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74
Marge d'explotació		69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69
Amortització		2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89
Benefici abans despeses financeres		67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80
Despeses financeres		1.291.853,71	1.151.651,62	1.005.841,46
Benefici abans impostos (Bai)		65.940.789,09	66.080.991,18	66.226.801,34
Impost de societats (35 %)		16.485.197,27	16.520.247,79	16.556.700,34
Benefici després impostos (Bdi)		49.455.591,82	49.560.743,38	49.670.101,01
<b>FINANÇAMENT DEL PROJECTE</b>				
Capital pendent		32.296.342,67	28.791.290,62	25.146.036,48
Anualitat		4.796.905,76	4.796.905,76	4.796.905,76
Quota de capital		3.505.052,05	3.645.254,14	3.791.064,30
Despeses financeres		1.291.853,71	1.151.651,62	1.005.841,46
<b>FONS INVERTITS</b>				
Inversió	53.827.237,78			
Deute	32.296.342,67			
<b>FLUXOS DE TRESORERIA</b>				
<b>FONS GENERATS</b>		52.146.953,71	52.252.105,27	52.361.462,89
<b>FLUXOS DE CAIXA</b>	-21.530.895,11	48.641.901,66	48.606.851,14	48.570.398,59
Pay back	-21.530.895,11	27.111.006,54	75.717.857,68	124.288.256,27
Fluxos de caixa corregits	-21.530.895,11	46.861.176,93	45.113.111,34	43.428.977,76
Pay back corregit	-21.530.895,11	25.330.281,82	70.443.393,16	113.872.370,92

**Taula 33:** Càlcul dels fluxos de caixa corregits dels 3 primer anys del procés d'absorció de CO2 estudiat.

En aquest cas, observant els fluxos de caixa corregits també es conclou que es recupera tota la inversió en el primer any.

## **8.5. Anàlisi dels resultats**

Analitzant els apartats anteriors es conclou que el projecte segons el VAN i el TIR el projecte és rendible. És a dir s'obté més benefici invertint els diners en aquest projecte que si s'invertissin en altres que obtinguessin un rendiment del 5 %.

D'altra banda tenint en compte el fluxos de caixa i els fluxos de caixa corregits, tota la inversió es recupera en el primer any. Això significa que el risc que suposa invertir els diners en aquest projecte és relativament baix i la inversió és molt líquida perquè es recupera en l'any 1 del període de 20 anys on s'estudia.

Com a conclusió dels resultats obtinguts s'afirma que el projecte és viable econòmicament.

Per a veure en detall tots els càlculs realitzats en aquest capítol, consultar els annexes, **A.2. Càlculs de rendibilitat econòmica.**

## 9. Anàlisi de viabilitat mediambiental

Amb l'objectiu de determinar si el projecte és mediambientalment viable es realitza un balanç de CO<sub>2</sub> on es compara les tones de CO<sub>2</sub> absorbides per la planta amb els les tones de CO<sub>2</sub> que s'han generat en produït l'energia que consumeix la planta d'absorció en la realització de la seva activitat normal.

Es fa la hipòtesis de que les tones de CO<sub>2</sub> absorbides en la planta estudiada són iguals a les tones de CO<sub>2</sub> alliberades per la PP.

En el capítol 5, on es defineixen els costos mediambientals, s'explica com es calculen les tones de CO<sub>2</sub> generades per la planta. Fent un recordatori, es tenen en compte les tones de CO<sub>2</sub> emeses en produir l'energia elèctrica consumida per la planta, en cremar el gas natural utilitzat i les que no són absorbides per la planta.

El balanç mediambiental queda:

$$\text{Balanç } CO_2 = \text{tones } CO_2 \text{ absorbides} - \text{tones } CO_2 \text{ emeses} \quad (\text{Eq.33})$$

El criteri de viabilitat escollit és el mateix que l'utilitzat alhora de determinar la viabilitat energètica. Els kg de CO<sub>2</sub> emesos en l'activitat de la planta d'absorció estudiada han de representar entre el 20 % i el 50 % dels kg de CO<sub>2</sub> absorbits per la planta.

Les dades utilitzades per al càlcul del la viabilitat mediambiental són :

Dades	Valor	Unitat
tones CO <sub>2</sub> consum elèctric	62.829,05	tones CO <sub>2</sub> /any
tones CO <sub>2</sub> consum vapor d'aigua	306.209,60	tones CO <sub>2</sub> /any
tones CO <sub>2</sub> no absorbides	219.128,72	tones CO <sub>2</sub> /any

**Taula 34:** Dades utilitzades per a el càlcul de la viabilitat mediambiental del projecte estudiat.

I el resultat obtingut és:

Variables	Valor	Unitat
tones CO <sub>2</sub> absorbides	1.232.327,28	tones CO <sub>2</sub> /any
tones CO <sub>2</sub> generades	588.167,37	tones CO <sub>2</sub> /any
<b>Balanç mediambiental</b>	<b>643.159,91</b>	<b>tones CO<sub>2</sub>/any</b>

**Taula 35:** Resultat del balanç mediambiental.



S'observa que el % que representen els kg de CO<sub>2</sub> generats en produir l'energia consumida per la planta d'absorció és del 47,77 % respecte el total de tones de CO<sub>2</sub> absorbides. En conseqüència, analitzant el resultat obtingut es conclou que el projecte compleix amb el criteri establert per tant és energèticament viable. Cal a dir que es compleix el criteri però el valor es troba molt proper al límit superior. Això és degut a al gran quantitat de tones de CO<sub>2</sub> que es generen al produir el vapor d'aigua consumit per a generar l'energia necessària per al calderí. En aquest punt es torna a remarcar que el major consum del procés està associat a al regeneració de la solució d'amina.

## Conclusions

L'estudi realitzat demostra la viabilitat econòmica, energètica i mediambiental, segons els criteris escollits, de la planta d'absorció de CO<sub>2</sub> modelada i simulada.

Altrament, els objectius tècnics determinats també han estat assolits:

- S'ha modelat i simulat el procés d'absorció de CO<sub>2</sub> mitjançant una solució aquosa de l'amina MEA amb el simulador Aspen Hysys v8.8.
- S'han definit els models de costos energètics, econòmics i ambientals del procés simulat.

Avaluant els resultat obtinguts s'arriba a les següents conclusions:

- La simulació realitzada és una eina adequada per tal d'obtenir els valors necessaris per a estudiar les viabilitats del projecte.
- Els models de costos demostren que, tal i com s'esperava segons les dades obtingudes en la bibliografia, el major cost associat al procés d'absorció és el degut a la regeneració de la solució d'amina. En aquest punt es fa evident la necessitat d'aplicar mètodes per tal reduir el consum d'energia del calderí.
- Els mètodes escollits per a estudiar les viabilitats són vàlids per a obtenir els resultats desitjats en l'avaluació del procés estudiat.

## Bibliografia

La bibliografia s'ha portat a terme seguint la normativa present en la pàgina web de l'escola i fent ús del programa de gestió de documents i de referències bibliogràfiques "Mendeley".

1. Cambio climático, calentamiento global y efecto invernadero - Cambio Climático - Desarrollo Rural y Sostenibilidad - Departamentos y Organismos Públicos - Gobierno de Aragón. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: [http://www.aragon.es/DepartamentosOrganismosPublicos/Departamentos/DesarrolloRuralSostenibilidad/AreasTematicas/MA\\_CambioClimatico/ci.01\\_Cambio\\_climatico\\_calentamiento\\_global\\_efecto\\_invernadero.detalleDepartamento?channelSelected=afc736552883a210VgnVCM100](http://www.aragon.es/DepartamentosOrganismosPublicos/Departamentos/DesarrolloRuralSostenibilidad/AreasTematicas/MA_CambioClimatico/ci.01_Cambio_climatico_calentamiento_global_efecto_invernadero.detalleDepartamento?channelSelected=afc736552883a210VgnVCM100).
2. Data.GISS: GISS Surface Temperature Analysis: Analysis Graphs and Plots. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2016]. Disponible a: <https://data.giss.nasa.gov/gistemp/graphs/>.
3. Calentamiento Global: Estudios y Evidencias que la sustentan. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <http://cambioclimaticoglobal.com/estudios-y-evidencias-del-calentamiento-global>.
4. Levitus, S. Warming of the world ocean, 1955?2003. A: *Geophysical Research Letters* [en línia]. 2005, Vol. 32, núm. 2, p. L02604. ISSN 0094-8276. DOI 10.1029/2004GL021592. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <http://doi.wiley.com/10.1029/2004GL021592>.
5. EPA. Overview of Greenhouse Gases. A: *Epa* [en línia]. 2012, p. 1. ISSN 0917-1355. DOI 10.1017/CBO9781107415324.004. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <https://www.epa.gov/ghgemissions/overview-greenhouse-gases>.
6. Scientists, union of concerned. The Causes of Global Warming. A: *Cambridge* [en línia]. 2011. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <http://www.climatehotmap.org/about/global-warming-causes.html>.
7. ¿Cuáles son las principales fuentes de energías del mundo? - erenovable.com. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <https://erenovable.com/principales-fuentes-de-energia-del-mundo/>.
8. L?thi, D. et al. High-resolution carbon dioxide concentration record 650,000?800,000?years before present. A: *Nature* [en línia]. 2008, Vol. 453, núm. 7193, p. 379-382. ISSN 0028-0836. DOI 10.1038/nature06949. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <http://www.nature.com/doifinder/10.1038/nature06949>.
9. La captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>: una solución eficiente para luchar contra el cambio climático (DT) - Elcano. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: [http://www.realinstitutoelcano.org/wps/portal/rielcano\\_es/contenido?WCM\\_GLOBAL\\_CONTEXT=/elcano/elcano\\_es/especiales/especial+cambio+climatico/publicaciones+rie/ari+y+dt/dt20-2010](http://www.realinstitutoelcano.org/wps/portal/rielcano_es/contenido?WCM_GLOBAL_CONTEXT=/elcano/elcano_es/especiales/especial+cambio+climatico/publicaciones+rie/ari+y+dt/dt20-2010).
10. La apuesta 20/20/20 de la UE para 2020. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <https://www.ecointeligencia.com/2011/03/la-apuesta-202020-para-2020/>.
11. Mahasen, N. i Brown, D.R. Beyond the big picture: Characterization of CO<sub>2</sub>-laden streams and implications for capture technologies. A: *Greenhouse Gas Control Technologies*. 2005, núm. January, p.

1817-1820. DOI 10.1016/B978-008044704-9/50218-4.

12. The EU GeoCapacity Project: Home page. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <http://www.geology.cz/geocapacity>.

13. Carbon Capture and Sequestration Technologies @ MIT. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <https://sequestration.mit.edu/tools/projects/compostilla.html>.

14. Endesa comienza la captura de CO<sub>2</sub> en la térmica de Compostilla - Desenchufados. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <http://desenchufados.net/endesa-comienza-la-captura-de-co2-en-la-termica-de-compostilla/>.

15. Compostilla — zeroco2. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <http://www.zeroco2.no/projects/compostilla>.

16. McKinsey & Company. Carbon Capture and Storage: Assessing the Economics. A: *Chemical Engineering Journal* [en línia]. 2008, Vol. 213, p. 371-391. ISSN 1385-8947. DOI 10.1016/j.cej.2012.09.121. Disponible a: <http://www.mckinsey.com/clientervice/ccsi/pdf/CCS-Assessing-the-Economics.pdf>.

17. Objetivos de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero - Mitigación: políticas y medidas - Cambio climático - mapama.es. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <http://www.mapama.gob.es/es/cambio-climatico/temas/mitigacion-politicas-y-medidas/objetivos.aspx>.

18. Consenso Científico sobre Captura y Almacenamiento de CO<sub>2</sub>. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <https://www.greenfacts.org/es/captura-almacenamiento-co2/index.htm#3>.

19. Co, T.D.E.C.D.E. Tecnologías de Captura de CO<sub>2</sub>. A: [en línia]. p. 1-36. Disponible a: <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/4355/fichero/ANALISIS+DE+LA+TECNOLOGIA+DE+REDUCCION+EFECTIVA+DE+EMISIONES+DE%2F3.+TECNOLOGIA+DE+CAPTURA+DE+CO2.pdf>.

20. CO<sub>2</sub>CRC - Leaders in research into Carbon Capture and Storage. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: [http://old.co2crc.com.au/publications/all\\_factsheets](http://old.co2crc.com.au/publications/all_factsheets).

21. Freguia, S. No Title. A: . 2002,

22. Romeo, L.M. i Bolea, I. Captura de CO<sub>2</sub> en procesos postcombustión Overview Post-combustion CO<sub>2</sub> capture. A: . 2015, p. 8-11.

23. CO<sub>2</sub> Capture - Glantreo Ireland Glantreo Ireland. A: [en línia]. [Consulta: 14 juny 2017]. Disponible a: <http://www.glantreo.com/application-areas/co2-capture-storage-ccs/>.

24. Powell, C.E. i Qiao, G.G. Polymeric CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> gas separation membranes for the capture of carbon dioxide from power plant flue gases. A: *Journal of Membrane Science*. 2006, Vol. 279, núm. 1-2, p. 1-49. ISSN 03767388. DOI 10.1016/j.memsci.2005.12.062.

25. Hasan, M.M.F. et al. Modeling, simulation, and optimization of postcombustion CO<sub>2</sub> capture for variable feed concentration and flow rate. 1. Chemical absorption and membrane processes. A: *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 2012, Vol. 51, núm. 48, p. 15642-15664. ISSN

08885885. DOI 10.1021/ie301571d.

26. Kallevik, O.B. Cost estimation of CO<sub>2</sub> removal in HYSYS. A: . 2010, p. 1-131.

27. Asociación Técnica Española de Climatización y Refrigeración. *Guía técnica de diseño de centrales de calor eficientes*. 2010. ISBN 9788496680555. DOI ISBN: 978-84-96680-55-5.

28. Performance, O.B. i Aspentech, T. Aspen HYSYS<sup>®</sup>. A: .

29. Herrmann, L. et al. Jump Start : Acid Gas Cleaning in Aspen HYSYS<sup>®</sup>. A: . 2013,

30. Chen, C.C. i Song, Y. Generalized electrolyte-NRTL model for mixed-solvent electrolyte systems. A: *AIChE Journal*. 2004, Vol. 50, núm. 8, p. 1928-1941. ISSN 00011541. DOI 10.1002/aic.10151.

31. Mores, P., Scenna, N. i Mussati, S. Post-combustion CO<sub>2</sub> capture process: Equilibrium stage mathematical model of the chemical absorption of CO<sub>2</sub> into monoethanolamine (MEA) aqueous solution. A: *Chemical Engineering Research and Design* [en línia]. Institution of Chemical Engineers, 2011, Vol. 89, núm. 9, p. 1587-1599. ISSN 02638762. DOI 10.1016/j.cherd.2010.10.012. Disponible a: <http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2010.10.012>.

32. Energètica, F. FACTORES DE CONVERSIÓN ENERGÍA FINAL -ENERGÍA PRIMARIA y FACTORES DE EMISIÓN DE CO<sub>2</sub> - 2011. A: . 2012, núm. 3, p. 2012.

33. Antonio, J. et al. Planta para la recuperación del dióxido de carbono de los gases de combustión. A: .

34. Øi, L.E. Aspen HYSYS Simulation of CO<sub>2</sub> Removal by Amine Absorption from a Gas Based Power Plant. A: . 2007, p. 73-81.

35. Towler, G. i Sinnott, R.A.Y. *CHEMICAL ENGINEERING Principles , Practice and Economics of Plant and Process Design*. 2012. ISBN 978-0080966595.

36. Ciclos Combinados — Gas Natural Fenosa. A: [en línia]. [Consulta: 15 juny 2017]. Disponible a: <https://www.gasnaturalfenosa.es/es/conocenos/compromiso+y+sostenibilidad/cambio+climatico/energias+responsables/1297101993224/ciclos+combinados.html>.

37. MIRANDA, J.S. Estudio Y Valoración De Las Tecnologías De Captura, Transporte Y Almacenamiento De Co<sub>2</sub>: Aplicación a Las Actuales Centrales Térmicas De Combustión De Carbón. A: . 2007,

38. Prestamos y Financiación para Emprendedores - ICO. A: [en línia]. [Consulta: 15 juny 2017]. Disponible a: <https://www.ico.es/web/ico/ico-empresas-y-emprendedores/-/lineasICO/view?tab=tipoInteres>.

39. Ogel, G.H.E. V i Universit, T. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. A: [en línia]. 2000, p. 1-5. ISSN 9783527306732. DOI 10.1002/14356007. Disponible a: <http://doi.wiley.com/10.1002/14356007>.

40. Precio kWh gas natural. A: [en línia]. [Consulta: 15 juny 2017]. Disponible a: <http://precioigas.com/conceptos/precio-kwh>.

41. Catalunya, G. De, Interdepartamental, C. i Climàtic, D.C. Guia pràctica para el càlcul de emissions de gases de efecte invernadero (GEI). A: . 2011, p. 0-66.
42. César Bartolomé Muñoz, Pedro Mora Peris, J.D.R.R. *Estado del arte de las tecnologías de captura y almacenamiento de CO2 en la industria del cemento*. 2010. ISBN 9788461557028.
43. Bert M., Ogunlade D., Coninck H., Loos M., M.L. *La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono* [en línia]. 2005. ISBN 9291693197. DOI 10.3145/epi.2008.jul.13. Disponible a: [www.ipcc.ch/pdf/special-reports/srccs/srccs\\_spm\\_ts\\_sp.pdf](http://www.ipcc.ch/pdf/special-reports/srccs/srccs_spm_ts_sp.pdf).
44. WEO - Investment Costs. A: [en línia]. [Consulta: 10 juliol 2017]. Disponible a: <http://www.worldenergyoutlook.org/weomodel/investmentcosts/>.
45. *Projected Costs of Generating Electricity 2015* [en línia]. 2015. ISBN 9789264244405. DOI 10.1787/cost\_electricity-2015-en. Disponible a: [http://www.oecd-ilibrary.org/energy/projected-costs-of-generating-electricity-2015\\_cost\\_electricity-2015-en](http://www.oecd-ilibrary.org/energy/projected-costs-of-generating-electricity-2015_cost_electricity-2015-en).
46. Administration, U.S.E.I. Updated Capital Cost Estimates for Utility Scale Electricity Generating Plants. A: *US Department of Energy* [en línia]. 2013, núm. April, p. 1-201. ISSN 0038092X. DOI 10.2172/784669. Disponible a: [http://www.eia.gov/forecasts/capitalcost/pdf/updated\\_capcost.pdf](http://www.eia.gov/forecasts/capitalcost/pdf/updated_capcost.pdf).
47. Tasas de inflación 2017, comparación internacional de las tasas de inflación en 2017. A: [en línia]. [Consulta: 15 juny 2017]. Disponible a: <http://es.global-rates.com/estadisticas-economicas/inflacion/2017.aspx>.

## Annex A

### A.1. Resultats de la simulació

#### A.1.1. Reaccions

**FLUID PACKAGE:** Basis-1

**Property Package Type:** AcidGasPkg

**Component List - 1:** / MEAmine / H<sub>2</sub>O / CO<sub>2</sub> / H<sub>2</sub>S / Oxygen / Nitrogen / COS / CS<sub>2</sub> / CH<sub>3</sub>SH / C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>SH / NaOH / HCL / HCOOH / HCH<sub>3</sub>COO / H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> / H<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>3</sub> / HSCN / CO / H<sub>2</sub> / CH<sub>4</sub> / C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> / C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> / C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> / IC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> / NH<sub>3</sub> / H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup> / OH<sup>-</sup> / HS<sup>-</sup> / NA<sup>+</sup> / HCOO<sup>-</sup> / CH<sub>3</sub>COO<sup>-</sup> / SO<sub>4</sub>-2 / S<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-2 / SCN<sup>-</sup> / CL<sup>-</sup> / CH<sub>3</sub>S<sup>-</sup> / C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>S<sup>-</sup> / CO<sub>2</sub>SH<sup>-</sup> / CS<sub>2</sub>OH<sup>-</sup> / HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> / CO<sub>3</sub>-2 / S-2 / NH<sub>4</sub><sup>+</sup> / NH<sub>2</sub>COO<sup>-</sup> / H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub><sup>-</sup> / MEAH<sup>+</sup> / MEACOO<sup>-</sup>

**ReactionSet Set-3:**

**ReactionSet Set-1: Rxn-1:**

**Reactants:** MEAmine, Stoich Coef. = 1 / H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / MEAH<sup>+</sup>, Stoich Coef. = -1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-2:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -2 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-3:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / CO<sub>3</sub>-2, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-4:**

**Reactants:** CO<sub>2</sub>, Stoich Coef. = -1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = CO<sub>2</sub> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 1.33e+017 / Fwd Activation Energy = 55470.9132

**Rxn-5:**

**Reactants:** CO<sub>2</sub>, Stoich Coef. = 1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1 / HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 6.63e+016 / Fwd Activation Energy = 107416.541

**Rxn-6:**

**Reactants:** MEAmine, Stoich Coef. = -1 / H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / CO<sub>2</sub>, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / MEACOO<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = MEAmine / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 3.02e+014 / Fwd Activation Energy = 41264.2634

**Rxn-7:**



**Reactants:** MEAmine, Stoich Coef. = 1 / H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = 1 / CO<sub>2</sub>, Stoich Coef. = 1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = -1 / MEACOO<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = H<sub>3</sub>O<sup>+</sup> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 5.52e+023 / Fwd Activation Energy = 69157.5624

**Rxn-8:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / H<sub>2</sub>S, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / HS<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-9:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / HS<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / S<sup>-2</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-10:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / CH<sub>3</sub>SH, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / CH<sub>3</sub>S<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-11:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>SH, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>S<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-12:**

**Reactants:** COS, Stoich Coef. = -1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / CO<sub>2</sub>SH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-13:**

**Reactants:** CO<sub>2</sub>, Stoich Coef. = 1 / HS<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1 / CO<sub>2</sub>SH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = CO<sub>2</sub>SH<sup>-</sup> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 5000000 / Fwd Activation Energy = 38244.4

**Rxn-14:**

**Reactants:** CS<sub>2</sub>, Stoich Coef. = -1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / CS<sub>2</sub>OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = CS<sub>2</sub> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 1553000 / Fwd Activation Energy = 50244

**Rxn-15:**

**Reactants:** OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / HS<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1 / CO<sub>2</sub>SH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1 / CS<sub>2</sub>OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = OH<sup>-</sup> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 2.97e+012 / Fwd Activation Energy = 51500

**Rxn-16:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / NH<sub>3</sub>, Stoich Coef. = -1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1 / NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1



**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-17:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = 1 / NH<sub>3</sub>, Stoich Coef. = -1 / HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / NH<sub>2</sub>COO<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**ReactionSet Set-2: Rxn-18:**

**Reactants:** MEAmine, Stoich Coef. = 1 / H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / MEAH<sup>+</sup>, Stoich Coef. = -1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-19:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -2 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-20:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-21:**

**Reactants:** CO<sub>2</sub>, Stoich Coef. = -1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = CO<sub>2</sub> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 1.33e+017 / Fwd Activation Energy = 55470.9132

**Rxn-22:**

**Reactants:** CO<sub>2</sub>, Stoich Coef. = 1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1 / HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 6.63e+016 / Fwd Activation Energy = 107416.541

**Rxn-23:**

**Reactants:** MEAmine, Stoich Coef. = -1 / H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / CO<sub>2</sub>, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / MEACOO<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = MEAmine / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 3.02e+014 / Fwd Activation Energy = 41264.2634

**Rxn-24:**

**Reactants:** MEAmine, Stoich Coef. = 1 / H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = 1 / CO<sub>2</sub>, Stoich Coef. = 1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = -1 / MEACOO<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = H<sub>3</sub>O<sup>+</sup> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 6.49901e+027 / Fwd Activation Energy = 95384.0167

**Rxn-25:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / H<sub>2</sub>S, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / HS<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-26:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / HS<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / S<sup>-2</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-27:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / CH<sub>3</sub>SH, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / CH<sub>3</sub>S<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-28:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>SH, Stoich Coef. = -1 / H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1 / C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>S<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-29:**

**Reactants:** COS, Stoich Coef. = -1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / CO<sub>2</sub>SH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-30:**

**Reactants:** CO<sub>2</sub>, Stoich Coef. = 1 / HS<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1 / CO<sub>2</sub>SH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = CO<sub>2</sub>SH<sup>-</sup> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 5000000 / Fwd Activation Energy = 38244.4

**Rxn-31:**

**Reactants:** CS<sub>2</sub>, Stoich Coef. = -1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / CS<sub>2</sub>OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = CS<sub>2</sub> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 1553000 / Fwd Activation Energy = 50244

**Rxn-32:**

**Reactants:** OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / HS<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1 / CO<sub>2</sub>SH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1 / CS<sub>2</sub>OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1

**Basis:** / Basis = Activity / Component = OH<sup>-</sup> / Phase = LiquidPhase / Basis Units = kgmole/m<sup>3</sup> / Rate Units = kgmole/m<sup>3</sup>-s

**Kinetic Parameters:** / Fwd Freq Factor = 2.97e+012 / Fwd Activation Energy = 51500

**Rxn-33:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = -1 / NH<sub>3</sub>, Stoich Coef. = -1 / OH<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1 / NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

**Rxn-34:**

**Reactants:** H<sub>2</sub>O, Stoich Coef. = 1 / NH<sub>3</sub>, Stoich Coef. = -1 / HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, Stoich Coef. = -1 / NH<sub>2</sub>COO<sup>-</sup>, Stoich Coef. = 1

**Basis:** / Basis = Activity / Phase = LiquidPhase

**Fractional Approach:** / Delta Temperature = 0

### A.1.2. Característiques principals dels fluxos de matèria

Flow name	Vapour Fraction	Temperature	Pressure	Molar Flow	Mass Flow	Liquid Volume Flow	Heat Flow
Unit		C	kPa	kgmole/h	kg/h	m <sup>3</sup> /h	kJ/h
Flue gas-2	1,00	60,00	121,00	109.962,60	3.073.000,00	5.628,91	-3.281.491.091,39
Lean Amine	0,00	51,21	105,00	152.208,23	3.600.000,00	3.631,03	-43.969.991.462,71
SweetGas	1,00	56,06	105,00	115.309,36	3.078.969,39	5.601,78	-4.053.431.434,27
Rich Amine-1	0,00	46,15	121,00	146.861,46	3.594.030,61	3.658,17	-43.190.899.157,90
RichIn	0,00	101,00	250,00	146.861,46	3.594.030,61	3.658,17	-42.514.140.832,13
PURGE 2	0,00	51,22	105,00	0,00	0,00	0,00	0,00
WATER MU	0,00	46,88	105,00	10.075,41	181.511,26	181,86	-2.863.076.965,37
MEA MU	0,00	46,88	105,00	11,52	703,61	0,69	-3.062.549,30
LeanIn1	0,00	51,22	105,00	152.215,83	3.600.000,00	3.630,98	-43.970.973.243,43
LeanOut	0,00	102,29	105,00	142.128,91	3.417.785,13	3.448,43	-40.481.874.640,50
Rich Amine-HX	0,00	46,18	250,00	146.861,46	3.594.030,61	3.658,17	-43.190.340.809,30
LeanIn	0,00	46,88	105,00	142.128,91	3.417.785,13	3.448,43	-41.158.074.616,12
Flue gas-0	1,00	100,00	101,00	109.962,60	3.073.000,00	5.628,91	-3.149.625.766,80
Flue gas-1	1,00	125,56	121,00	109.962,60	3.073.000,00	5.628,91	-3.065.368.824,23
CO2 rec-3	0,80	40,00	101,00	4.732,55	176.245,48	209,74	-1.713.857.097,31
CO2 rec-4	1,00	40,00	101,00	3.779,69	159.069,41	192,52	-1.442.546.173,21
Water waste	0,00	40,00	101,00	952,86	17.176,07	17,21	-271.310.924,10
CO2 rec-1	1,00	82,05	200,00	4.732,55	176.245,48	209,74	-1.665.300.930,12
CO2 rec-2	1,00	81,05	101,00	4.732,55	176.245,48	209,74	-1.665.300.929,51
Saturated Steam	1,00	158,92	600,00	11.961,45	215.488,87	215,90	-2.842.091.973,71
Steam Condensate	0,00	158,92	600,00	11.961,45	215.488,87	215,90	-3.291.440.648,54

Taula 36: Característiques principals dels fluxos de matèria.

### A.1.3. Composició dels fluxos de matèria

Flow name	Comp Mole Frac (MEAmine)	Comp Mole Frac (H <sub>2</sub> O)	Comp Mole Frac (CO <sub>2</sub> )	Comp Mole Frac (H <sub>2</sub> S)	Comp Mole Frac (Oxygen)	Comp Mole Frac (Nitrogen)
Flue gas-2	0,0000	0,0667	0,0375	0,0000	0,0000	0,8958
Lean Amine	0,1123	0,8569	0,0308	0,0000	0,0000	0,0000
SweetGas	0,0001	0,1402	0,0054	0,0000	0,0000	0,8543
Rich Amine-1	0,1163	0,8280	0,0557	0,0000	0,0000	0,0000
RichIn	0,1163	0,8280	0,0557	0,0000	0,0000	0,0000
PURGE 2	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
WATER MU	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MEA MU	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
LeanIn1	0,1123	0,8570	0,0308	0,0000	0,0000	0,0000
LeanOut	0,1202	0,8469	0,0329	0,0000	0,0000	0,0000
Rich Amine-HX	0,1163	0,8280	0,0557	0,0000	0,0000	0,0000
LeanIn	0,1202	0,8469	0,0329	0,0000	0,0000	0,0000
Flue gas-0	0,0000	0,0667	0,0375	0,0000	0,0000	0,8958
Flue gas-1	0,0000	0,0667	0,0375	0,0000	0,0000	0,8958
CO <sub>2</sub> rec-3	0,0000	0,2602	0,7395	0,0000	0,0000	0,0003
CO <sub>2</sub> rec-4	0,0000	0,0738	0,9258	0,0000	0,0000	0,0003
Water waste	0,0000	0,9996	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub> rec-1	0,0000	0,2602	0,7395	0,0000	0,0000	0,0003
CO <sub>2</sub> rec-2	0,0000	0,2602	0,7395	0,0000	0,0000	0,0003
Saturated Steam	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Steam Condensate	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Taula 37: Composició dels fluxos de matèria.

#### A.1.4. Fluxos d'energia

Flow name	Heat Flow (kJ/h)
QCOND	82.338.095,74
E1	84.257.259,66
E2	216.122.267,16
E3	558.345,80
E4	48.556.167,80
QREB	449.348.674,83

Taula 38: Fluxos d'energia.

#### A.1.5. Caracterització dels equips

Cooler			
Name	Cooler 1	Cooler 2	Reboiler steam
Duty [kJ/h]	216.122.267,20	48.556.167,80	449.348.674,80
Pressure Drop [kPa]	0	0	0

Taula 39: Característiques de treball de l'equip "Cooler".

Heat Exchanger	
Duty [kJ/h]	676.199.977,17
UA [kJ/C-h]	701.155.212,36
Control UA [kJ/C-h]	701.155.212,36
Tube Side Pressure Drop [kPa]	0,00
Shell Side Pressure Drop [kPa]	0,00
Tube Side Delta T [C]	54,82
Shell Side Delta T [C]	-55,41
Uncorrected LMTD [C]	0,96
LMTD [C]	0,96
Ft Factor	1,00
Tube Side Zones	1,00
Shell Side Zones	1,00
Tube Side Volume [m3]	0,10
Shell Side Volume [m3]	0,10
Heat Trans. Area [m2]	60,32
Minimum Flow Scale Factor	0,00
Overall U [kJ/h-m2-C]	11.624.199,78

**Taula 40:** Característiques de treball de l'equip "Heat Exchanger".

Separator	
Vessel Temperature [C]	40,00
Vessel Pressure [kPa]	101,00
Vessel Pressure Drop [kPa]	0,00
Vapour Outlet Pressure Drop [kPa]	0,00
Liquid Volume Percent [%]	50,00
Duty [kJ/h]	0,00

**Taula 41:** Característiques de treball de l'equip "Separator".

Pump	
Power [kW]	155,10
Delta P [kPa]	129,00
Adiabatic Efficiency [%]	75,00
Duty [kW]	155,10
NPSH available [m]	10.753,32
Delta T [C]	0,03
Pressure Head [m]	11,88
Velocity Head [m]	-0,57
Transient Rotational Power [kW]	0,00
Friction Loss Power [kW]	0,00
Total Rotor Power [kW]	155,10

Taula 42: Característiques de treball de l'equip "Pump".

Compressor	
Power [kW]	23.404,79
Capacity (act feed vol flow) [ACT_m3/h]	3.376.824,58
Adiabatic Efficiency	75,00
Polytropic Efficiency	75,61
Compressor Volume [m3]	0,00
Delta T [C]	25,56
Delta P [kPa]	20,00
Polytropic Head [m]	2.114,10
Adiabatic Head [m]	2.096,94
Dynamic Head [m]	2.114,10
Polytropic Fluid Head [kJ/kg]	20,73
Adiabatic Fluid Head [kJ/kg]	20,56
Dynamic Fluid Head [kJ/kg]	20,73
Polytropic Head Factor	1,00
Polytropic Exponent	1,58
Isentropic Exponent	1,38
Transient Rotational Power [kW]	0,00
Friction Loss Power [kW]	0,00
Fluid Power [kW]	23.404,79
Duty [kJ/h]	84.257.259,66

Taula 43: Característiques de treball de l'equip "Compressor".

Valve	
Pressure Drop [kPa]	99,00
Percentage open [%]	50,00
Friction pressure Drop [kPa]	99,00
Pipe k [kg/hr/sqrt(kPa·kg/m <sup>3</sup> )]	0,00
Resistance (Cv or K) [USGPM(60F,1psi)]	10.937,95
Cg	366.053,81
C1	33,47
Km	0,90
Pipe roughness [m]	0,00
Pipe length [m]	0,00
Pipe Velocity [m/s]	9.801,63
Reynolds Number	72.495.676,63
Pipe Feed Diameter [m]	0,05

Taula 44: Característiques de treball de l'equip "Valve".

Column Sub-Flowsheet		
Name	Regenerator	Absorber
Number of Stage	45,00	48,00
Top Stage Temperature [C]	82,05	55,72
Bottom Stage Temperature [C]	102,29	46,15
Top Stage Pressure [kPa]	200,00	105,00
Bottom Stage Pressure [kPa]	105,00	121,00
Reboil Ratio		
Reflux Flow/Total Liq Flow	0,40	1,33
Reboiler Duty [kJ/h]	449.348.674,83	

Taula 45: Característiques de les columnes.



## A.2. Càlculs de rendibilitat econòmica

Dades:

Impost societat (%)=	25,00	Preu venta CO2(€/Tn)=	88,42	Inversió (€)=	53.827.237,78
Rendibilitat inversors (%)=	5,00	Interés deute (%)=	4,00	Capital propi (€)=	21.530.895,11
Amortització=	20,00			Financiació externa (€)=	32.296.342,67

**Taula 46:** Dades càlcul rendibilitat econòmica.

FONS GENERATS	0	1	2	3	4
Ingressos		108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43
Costos anuals producció		38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74
Marge d'explotació		69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69
Amortització		2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89
Benefici abans despeses financeres		67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80
Despeses financeres		1.291.853,71	1.151.651,62	1.005.841,46	854.198,89
Benefici abans impostos (Bai)		65.940.789,09	66.080.991,18	66.226.801,34	66.378.443,91
Impost de societats (35 %)		16.485.197,27	16.520.247,79	16.556.700,34	16.594.610,98
Benefici després impostos (Bdi)		49.455.591,82	49.560.743,38	49.670.101,01	49.783.832,93
FINANÇAMENT DEL PROJECTE					
Capital pendent					
Anualitat		32.296.342,67	28.791.290,62	25.146.036,48	21.354.972,18
Quota de capital		4.796.905,76	4.796.905,76	4.796.905,76	4.796.905,76
Despeses financeres		3.505.052,05	3.645.254,14	3.791.064,30	3.942.706,87
FONS INVERTITS		1.291.853,71	1.151.651,62	1.005.841,46	854.198,89
Inversió					
Deute					
FLUXOS DE TRESORERIA	53.827.237,78				
FONS GENERATS	32.296.342,67				
FLUXOS DE CAIXA					
Pay back					
Fluxos de caixa corregits		52.146.953,71	52.252.105,27	52.361.462,89	52.475.194,82
Pay back corregit	-21.530.895,11	48.641.901,66	48.606.851,14	48.570.398,59	48.532.487,95

FONS GENERATS	5	6	7	8	9	10
Ingressos	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43
Costos anuals producció	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74
Marge d'explotació	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69
Amortització	2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89
Benefici abans despeses financeres	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80
Despeses financeres	696.490,61	532.474,01	361.896,74	184.496,38		
Benefici abans impostos (Bai)	66.536.152,19	66.700.168,79	66.870.746,06	67.048.146,42	67.232.642,80	67.232.642,80
Impost de societats (35 %)	16.634.038,05	16.675.042,20	16.717.686,52	16.762.036,61	16.808.160,70	16.808.160,70
Benefici després impostos (Bdi)	49.902.114,14	50.025.126,60	50.153.059,55	50.286.109,82	50.424.482,10	50.424.482,10
FINANÇAMENT DEL PROJECTE						
Capital pendent						
Anualitat	17.412.265,31	13.311.850,16	9.047.418,41	4.612.409,38		
Quota de capital	4.796.905,76	4.796.905,76	4.796.905,76	4.796.905,76		
Despeses financeres	4.100.415,15	4.264.431,75	4.435.009,02	4.612.409,38		
FONS INVERTITS	696.490,61	532.474,01	361.896,74	184.496,38		
Inversió						
Deute						
FLUXOS DE TRESORERIA						
FONS GENERATS						
FLUXOS DE CAIXA						
Pay back						
Fluxos de caixa corregits	52.593.476,03	52.716.488,48	52.844.421,44	52.977.471,71	53.115.843,99	53.115.843,99
Pay back corregit	48.493.060,88	48.452.056,73	48.409.412,41	48.365.062,32	53.115.843,99	53.115.843,99

FONS GENERATS	11	12	13	14	15	16
Ingressos	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43
Costos anuals producció	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74
Marge d'explotació	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69
Amortització	2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89	2.691.361,89	
Benefici abans despeses financeres	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80	69.924.004,69
Despeses financeres						
Benefici abans impostos (Bai)	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80	67.232.642,80	69.924.004,69
Impost de societats (35 %)	16.808.160,70	16.808.160,70	16.808.160,70	16.808.160,70	16.808.160,70	17.481.001,17
Benefici després impostos (Bdi)	50.424.482,10	50.424.482,10	50.424.482,10	50.424.482,10	50.424.482,10	52.443.003,52
FINANÇAMENT DEL PROJECTE						
Capital pendent						
Anualitat						
Quota de capital						
Despeses financeres						
FONS INVERTITS						
Inversió						
Deute						
FLUXOS DE TRESORERIA						
FONS GENERATS						
FLUXOS DE CAIXA						
Pay back						
Fluxos de caixa corregits	53.115.843,99	53.115.843,99	53.115.843,99	53.115.843,99	53.115.843,99	52.443.003,52
Pay back corregit	53.115.843,99	53.115.843,99	53.115.843,99	53.115.843,99	53.115.843,99	52.443.003,52



FONS GENERATS	17	18	19	20
Ingressos	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43	108.870.463,43
Costos anuals producció	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74	38.946.458,74
Marge d'explotació	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69
Amortització				
Benefici abans despeses financeres	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69
Despeses financeres				
Benefici abans impostos (Bai)	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69	69.924.004,69
Impost de societats (35 %)	17.481.001,17	17.481.001,17	17.481.001,17	17.481.001,17
Benefici després impostos (Bdi)	52.443.003,52	52.443.003,52	52.443.003,52	52.443.003,52
FINANÇAMENT DEL PROJECTE				
Capital pendent				
Anualitat				
Quota de capital				
Despeses financeres				
FONS INVERTITS				
Inversió				
Deute				
FLUXOS DE TRESORERIA				
FONS GENERATS				
FLUXOS DE CAIXA				
Pay back				
Fluxos de caixa corregits	52.443.003,52	52.443.003,52	52.443.003,52	52.443.003,52
Pay back corregit	52.443.003,52	52.443.003,52	52.443.003,52	52.443.003,52

Taula 47: Resultats càlculs capítol 7.



